PHẠM VĂN BÔN - VŨ BÁ MINH - HOÀNG MINH NAM

QUÁ TRÌNH VÀ THIẾT BỊ CÔNG NGHỆ HÓA HỌC

TẬP 10

VÍ DỤ VÀ BÀI TẬP

TRƯỜNG ĐẠI HỌC BÁCH KHOA TP. HỒ CHÍ MINH

PHẠM VĂN BÔN - VŨ BÁ MINH - HOÀNG MINH NAM

QUÁ TRÌNH VÀ THIẾT BỊ CÔNG NGHỆ HÓA HỌC

TẬP 10

VÍ DỤ VÀ BÀI TẬP

TRƯỜNG ĐẠI HỌC BÁCH KHOA TP. HỒ CHÍ MINH

PHẠM VĂN BÔN – VŨ BÁ MINH – HOÀNG MINH NAM

QUÁ TRÌNH VÀ THIẾT BỊ CÔNG NGHỆ HÓA HỌC
TẬP 10

VÍ DỤ VÀ BÀI TẬP

TÀI LIỆU DÙNG ĐỂ GIẢNG DẠY VÀ HỌC TẬP
TRƯỜNG ĐẠI HỌC BÁCH KHOA
THÀNH PHỐ HỒ CHÍ MINH

(LƯU HÀNH NỘI BỘ)

LỜI NÓI ĐẦU

Môn "Quá trình và thiết bị công nghệ hóa học" (gồm nhiều học phần) luôn luôn được xem là 1 môn học rất quan trọng đối với kỹ sư Công nghệ hóa học – thực phẩm. Môn học được dạy kỹ cả phần lý thuyết, bài tập, thực tập, thí nghiệm và thiết kế – đồ án môn học, nhằm tạo cơ sở vững chắc cho các kiến thức và kỹ năng của hoạt động khoa học – kỹ thuật trong các ngành công nghiệp hóa chất, thực phẩm, dược phẩm, chế biến nông – hải thủy sản...

Bộ môn Máy và Thiết bị, Khoa Công Nghệ Hóa học Trường Đại Học Bách Khoa TP Hồ Chí Minh lần lượt xuất bản trọn bộ 12 tập sách giáo khoa về "Quá trình và thiết bị công nghệ hóa học".

Đây là tập 10 của bộ sách giáo khoa nói trên. Mỗi chương do một CBGD của bộ môn phụ trách biên soạn. Tài liệu tham khảo chủ yếu là cuốn :

K.F Pavlov, P.G. Romankov, A.A. Noskov "Những ví dụ và bài tập về các quá trình và thiết bị công nghệ hóa học" (từ lần xuất bản thứ 5 – 1961 đến thứ 9 – 1981, NXB "Hóa học", Chi nhánh Lêningrad, bản tiếng Nga và tiếng Anh của NXB "Hòa bình" Matxcơva). Ngoài ra, các tác giả có bổ sung 1 số phần cần thiết – cả phần công thức, cả phần ví dụ và bài tập từ các nguồn tài liệu khác. Mặt khác các tác giả cũng lược bỏ 1 số phần đã được trình bày kỹ ở những tài liệu thường gặp khác.

Tập thể tác giả mong được sự góp ý phê bình của đông đảo bạn đọc.

Bộ môn Máy và Thiết bị

Khoa Công nghệ Hóa Học

Trường ĐẠI HỌC BÁCH KHOA TP. HCM

Phân công biên soạn:

Chương II và III: KS. Hoàng Minh Nam

Chương IV: KS.Nguyễn Đình Thọ

Chương V: PGS. PTS.Phạm Văn Bôn

Chương VI và VII: KS. Vũ Bá Minh

Chương VIII: PTS. Thái Nguyễn Huy Chí

Chương IX: PGS. PTS. Võ Thị Ngọc Tươi

Chương X: PTS Nguyễn Văn Lụa

CHƯƠNG 1

BƠM - QUẠT - MÁY NÉN

NHỮNG CÔNG THỨC TÍNH

1- Áp lực tổng (toàn phần) khi bơm chạy (hình 1-1) xác định từ phương trình:

$$H = \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + H_o + \Delta H \qquad (1.1)$$

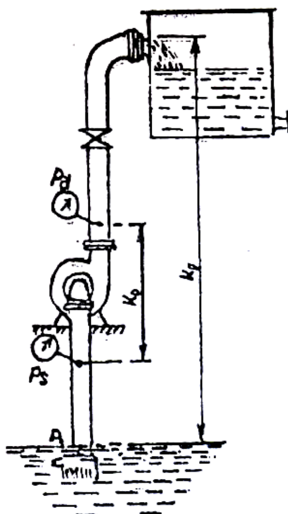
Ở đây H - Tổng áp suất khi bơm chạy tính theo m cột chất lỏng

p_1 và p_2 - Áp suất trên bề mặt chất lỏng khoảng hút và khoảng đẩy (N/m^2), Pa;

ρ - Khối lượng riêng của chất lỏng được đẩy đi, kg/m^3;

g - Gia tốc rơi tự do, m/s^2;

H_o - Chiều cao hình học đưa chất lỏng lên, m;



Hình 1.1. Sơ đồ thiết bị bơm

ΔH - Áp suất mất do khắc phục trở lực trên đường hút và đẩy (kể cả trở lực cục bộ của lỏng đi ra khỏi ống dẫn ở khoảng đẩy) mH_2O

Tổng áp suất H khi bơm chạy cũng có thể tính theo phương trình khác.

$$H = \frac{p_H - p_{BC}}{\rho}g + H_1 + \frac{\omega_H^2 - \omega_{BC}^2}{2g} \quad (1.2)$$

Ở đây: p_H - Áp suất trong ống đẩy khi chất lỏng ra khỏi bơm, N/m^2

p_{BC} - Áp suất trong ống hút khi chất lỏng vào bơm, N/m^2

H_1 - Khoảng cách thẳng đứng giữa 2 điểm do áp suất P_H và P_{BC}, m

ω_H - Tốc độ của chất lỏng trong ống đẩy m/s.

ω_{BC}- Tốc độ của chất lỏng trong ống hút m/s.

Nếu tốc độ ω_H và ω_{BC} xấp xỉ nhau khoảng cách H_o nhỏ thì phương trình (1.2) đơn giản được:

$$H \approx \frac{p_H - p_{BC}}{\rho g} \quad (1.2a)$$

Công thức (1.1) và (1.2) rút từ phương trình Bernoulli được lập lại đối với tiết diện của dòng thích hợp. Công thức (1.2) dùng khi thử lại tác dụng của bơm, còn công thức (1.1) áp dụng khi thiết kế máy bơm.

2- Công suất cần thiết của bơm làm việc tính theo công thức:

$$N = \frac{Q \cdot H \cdot \rho g}{1000\eta} \text{ (kw)} \quad (1.3)$$

Ở đây: Q - Năng suất theo thể tích (cung cấp) của bơm[1]

ρ - Khối lượng riêng của chất lỏng, kg/m^3

g - Gia tốc rơi tự do, m/s^2

H - Tổng áp lực khi bơm chạy, tính bằng cột chất lỏng, mH_2O

η - Hiệu suất hữu ích tổng cộng của thiết bị bơm bằng tích số các hiệu suất hữu ích của bơm η_H, hiệu suất truyền η_n và hiệu suất hữu ích chuyển động η_g.

$$\eta = \eta_H \eta_n \eta_g \quad (1.4)$$

Để bơm làm việc được an toàn ta lấy công suất (N_{yct}) lớn hơn công thức cần thiết (N) một ít, tính theo công thức (1.3)

$$N_{yct} = \beta N$$

Hệ số an toàn công suất β phụ thuộc vào đại lượng N (bảng 1-1).

Bảng 1-1

N kw	β
< 1	2 - 1,5
1 - 5	1,5 - 1,2
5 - 50	1,2 - 1,15
> 50	1,1

1) Trong sách giáo khoa về thiết bị bơm và quạt, thể tích cua long (khí) cần cung cấp cho bơm (quạt) thường ký hiệu bằng Q giây trong chương I đại lượng này ký hiệu bằng V giây

3. Chiều cao hút lý thuyết của bơm pít-tông (hình 1.2) được xác định theo phương trình:

$$H_{BC} \le A - h_t - \sum h, \text{ [m]} \tag{1.5}$$

Ở đây A - áp suất khí quyển;

h_t - áp suất hơi bão hòa của chất lỏng hút ở nhiệt độ bơm t;

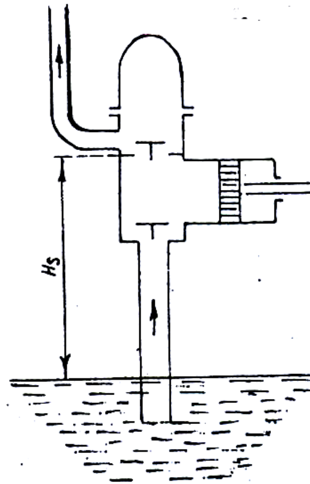
$\sum h$ - tổn thất chiều cao hút, gồm tiêu hao năng lượng do sự truyền tốc độ cho dòng lưu chất lỏng, và khắc phục lực ì của chất lỏng trong ống hút, khắc phục lực ma sát và trở lực cục bộ trong đường hút, $\sum h$ tăng khi tăng số vòng quay của bơm.

Các đại lượng: A, h_t,, $\sum h$

- Tính bằng cột chất lỏng cần bơm. Áp suất khí quyển A phụ thuộc vào chiều cao chỗ đặt bơm so với mặt biển (bảng 1-2). Áp suất hơi bão hòa của chất lỏng hút xác định theo nhiệt độ của nó.

Đối với nước đại lượng h_t phụ thuộc nhiệt độ theo bảng 1-3.

Trong thực tế để xác định chiều cao hút cho phép (tính bằng m) khi bơm nước bằng bơm pít-tông ta sử dụng theo bảng 1-4 [1-1].



Hình 1-2 Sơ đồ bơm pít-tông

4. Năng suất của bơm píttông:

a) Tác dụng đơn và bơm vi-sai

$$Q_{giây} = \eta_o \frac{Fsn}{60}, \text{ m}^3/\text{s} \tag{1.6}$$

b) Tác dụng kép:

$$Q_{giây} = \eta_v \frac{(2F - f)s.n}{60}, \text{ m}^3/\text{s} \tag{1.7}$$

Ở đây: η_v - Hệ số vận chuyển, đại lượng này trung bình là 0,8 ÷ 0,9

F - Diện tích làm việc (bề mặt tiết diện ngang) của píttông, m^2.

f - Diện tích tiết diện của cán pít tông, m^2

s - Khoảng chạy của pít tông, m

n - Số vòng, nghĩa là số lần của một lần chạy lui tới của píttông trong 1 phút, v/ph.

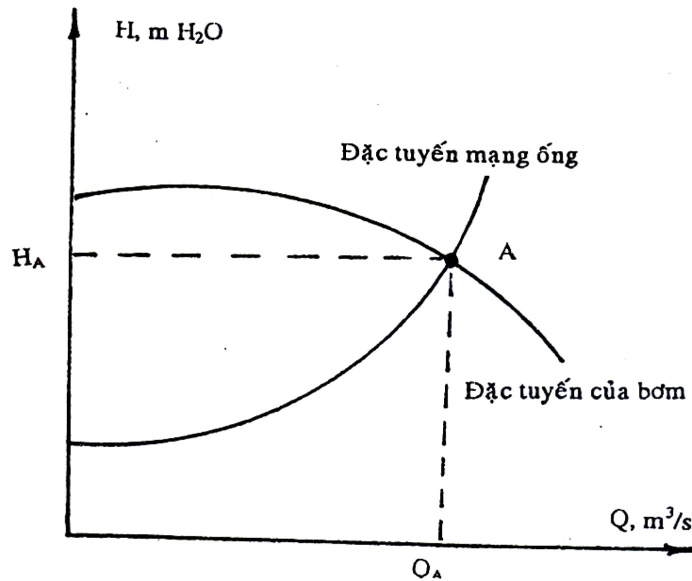
Bảng 1-2

Chiều cao trên mặt nước biển, m	- 600	0	+ 100	200	300	400	500	600	700	800	900	1000
A, m nước	11,3	10,3	10,2	10,1	10,0	9,8	9,7	9,6	9,5	9,4	9,3	9,2

Bảng 1-3

Nhiệt độ °C	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	180
h_t m nước	0,09	0,12	0,24	0,43	0,75	1,25	2,02	3,17	4,8	7,14	10,33

5. Áp suất và năng suất của bơm ly tâm phụ thuộc lẫn nhau khi số vòng nhất định. Đồ thị quan hệ đó gọi là đặc tuyến của bơm. Nếu trên đồ thị đó có hệ thống đường cong đặc tuyến của mạng ống (hình 1.3) thì giao điểm của 2 đường cong đã cho gọi là điểm làm việc. Điểm này xác định áp lực và năng suất của bơm khi nó làm việc theo hệ thống đã cho. Hiệu suất bơm ly tâm thay đổi theo áp lực và năng suất.



Hình 1-3. Đặc tuyến của bơm ly tâm và mạng lưới (khi n = const)

Khi thay đổi số vòng của bơm thì năng suất Q, áp lực H và công suất cần thiết N cũng thay đổi xác định bằng tỷ lệ sau:

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{n_1}{n_2}; \frac{H_1}{H_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^2$$

$$\frac{N_1}{N_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^3 \quad (1.8)$$

Bảng 1-4

Chiều cao hút của bơm pit-tông khi bơm nước.

Số vòng quay của bơm trong 1 phút	Nhiệt độ của nước, °C						
	0	20	30	40	50	60	70
50	7	6,5	6	3,3	4	2,5	0
60	6,5	6	5,5	5	3,5	2	4
90	5,5	5	4,5	4	2,5	4	9
120	4,5	4	3,5	3	1,5	0,5	0
150	3,5	3	2,5	2	0,5	0	0
180	2,5	2	1,5	1	0	0	0

Chiều cao hút của bơm ly tâm tính theo công thức:

$$H_{BC} \leq A - h_t - h_{KBC} - h_{kaB}, [m]$$

Ở đây A - Áp suất khí quyển

h_t - Áp suất bão hòa của chất lỏng hút

h_{KBC} - Sức cản thủy lực của đường hút gồm tổn thất năng lượng tốc độ truyền đi của dòng chất lỏng.

h_{kaB} - Số hiệu chỉnh do xâm thực (làm giảm chiều cao hút để tránh sự xâm thực) phụ thuộc vào năng suất bơm $Q(m^3 / giây)$ và số vòng n(vòng/phút).

$$h_{kaB} = 0{,}00125(Qn^2)^{0,67}$$

Các đại lượng A, h_t, h_{kaB}, h_{KBC} - tính bằng m cột chất lỏng cần bơm.

6. Sự làm việc của bơm ly tâm, có thể viết theo phương trình tổng quát không thứ nguyên, gồm những chuẩn số đồng dạng sau.

Chuẩn số năng suất:

$$K_Q = \frac{Q}{nD^3}$$

Chuẩn số áp suất:

$$K_H = \frac{Hg}{n^2D^2}$$

Chuẩn số công suất:

$$K_N = \frac{N}{\rho n^3 D^5}$$

Chuẩn số Rây-nôn (ly tâm):

$$Re_{\pi} = \frac{\rho n D^2}{\mu}$$

Trong đó D - Đường kính làm việc của cánh bơm, m

7. Áp suất tạo thành do quạt gió (1-4) xác định từ phương trình sau:

$$\Delta p = (p_2 - p_1) + (\Delta p_{BC} + \Delta p_H) + \frac{v^2 \rho}{2} \quad (1.9)$$

$$\text{và } \Delta p = \left(p_{CT.H} + \frac{v_H^2 \cdot \rho}{2}\right) - \left(\rho_{CT.BC} + \frac{v_{BC}^2 \cdot \rho}{2}\right) \quad (1.10)$$

Ở đây:

Δp - Áp suất do quạt gió tạo nên, Pa

p_1 - Áp suất khí tại miệng hút của quạt, Pa

p_2 - Áp suất khí tại miệng đẩy của quạt, Pa thổi đến, Pa

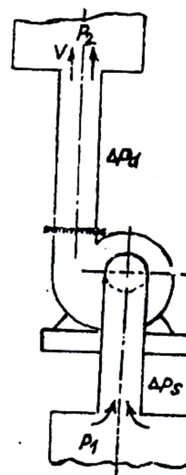
Δp_{BC} và Δp_H tổn thất áp suất trên đường hút và đường đẩy, Pa

v - Tốc độ của khí ra khỏi hệ (tức tốc độ khí tại chỗ quạt thổi đến)

$p_{CT.H}$ và $p_{CT.BC}$ - Áp suất thủy tĩnh đọc được trực tiếp khi ra khỏi quạt và khi vào quạt.

v_H và v_{BC} - Tốc độ của khí trong ống đẩy và ống hút m/s.

ρ - Khối lượng riêng của khí, kg/m^3



Hình 1-4. Sơ đồ thiết bị quạt gió

Phương trình (1.9) giống phương trình (1.1) đối với bơm. Phương trình (1.10) giống phương trình (1.2) đối với bơm. Nếu quạt gió thổi không phải không khí mà là khí khác có khối lượng riêng khác với không khí xung quanh thì vế bên phải của phương trình (1-9) thêm vào đại lượng:

$$\Delta p = (\rho - \rho_n) g.z, \ (mH_2O)$$

Ở đây: z - Hiệu số chiều cao chỗ hút và đẩy, m;

Công suất tiêu hao cần cho thiết bị quạt gió tính theo công thức:

$$N = \frac{Q \cdot \Delta p}{1000 \eta}, \quad KW \quad (1.11)$$

Ở đây Q - Năng suất của quạt gió m^3/s

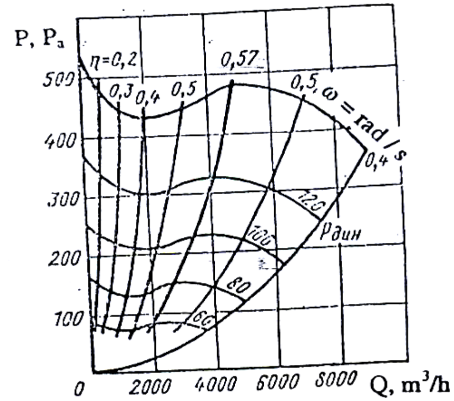
Δp - Áp suất do quạt gió tạo nên Pa

η - Hệ số hữu ích tổng cộng của quạt gió, bằng:

$\eta_B \cdot \eta_n \cdot \eta_g$ [công thức (1-4)]

8. Cũng như đối với bơm ly tâm, đường đặc tuyến của quạt ly tâm cũng thay đổi vị trí khi thay đổi vòng quay.

Khi đó sự phụ thuộc giữa các thông số mới và cũ của quạt ly tâm được xác định bằng công thức (1-8). Trên hình 1-5 trình bày các đường đặc tuyến của quạt ly tâm khi số vòng khác nhau. Sự làm việc của quạt ly tâm cũng có thể viết theo dạng chuẩn số tổng quát như của bơm ly tâm.



Hình 1-5 . Đặc tuyến của quạt ly tâm

9. Đại lượng công lý thuyết hao phí cho máy nén 1 cấp khi nén đoạn nhiệt (đẳng entrôpi) 1 kg khí có thể tính theo công thức:

$$L_{ad} = \frac{k}{k-1}p_1 v_1\left[\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{k-1}{k}} - 1\right]$$

$$= \frac{k}{k-1}RT_1\left[\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{k-1}{k}} - 1\right] \qquad (1.12)$$

hoặc theo công thức:

$$L_{ad} = (i_2 - i_1),\ J/kg \qquad (1.13)$$

Nhiệt độ sau khi nén đoạn nhiệt được xác định bằng phương trình:

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{k-1}{k}} \qquad (1.14)$$

Trong công thức đó:

k - Chỉ số đoạn nhiệt, bằng tỷ số $\frac{c_p}{c_v}$

p_1 và p_2 - Áp suất đầu và cuối của khí, Pa

v_1 - Thể tích riêng của khí ở điều kiện ban đầu tức ở áp suất P_1, và nhiệt độ T_1 m^3/kg

i_1 và i_2 - Hàm nhiệt của khí lúc đầu và cuối, J/kg.

R - Hằng số của khí bằng $\frac{8310}{M}$, J/kg. °K

M - Khối lượng phân tử của khí.

Công suất cần dùng cho động cơ của máy nén một cấp nén G kg khí trong 1 giờ từ áp suất đầu p_1, đến áp suất cuối p_2 tính theo công thức.

$$N = \frac{GL_{ad}}{3600 \, . \, 1000\eta} = \frac{G(i_1 - i_2)}{3600 \, . \, 1000\eta}, \quad (KW) \tag{1.15}$$

Ở đây: η - Tổng hiệu suất của máy nén

10. Năng suất của máy nén pít tông tác dụng đơn xác định theo phương trình:

$$Q = \lambda \frac{F \, . \, sn}{60}, \qquad m^3/s \tag{1.16}$$

Ở đây: λ - Hệ số truyền

F - Tiết diện pít tông, m^2

s - Chiều dài khoảng chạy của pít tông, m

n - Số vòng trong 1 phút

Hệ số truyền: $\lambda = (0{,}8 \div 0{,}95)\lambda_o$

Ở đây: λ_o hiệu suất thể tích của máy nén.

$$\lambda_o = 1 - \varepsilon_o \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{1}{m}} - 1 \right] \tag{1.17}$$

Ở đây: ε_o - Tỷ số thể tích khoảng có hại của xy lanh với thể tích theo bước pít tông.

m - Chỉ số pôlytrốp (đa biến) giãn nở của khí nén còn lại trong khoảng có hại.

11. Công lý thuyết dùng trong máy nén nhiều cấp khi nén đoạn nhiệt 1 kg, khi từ áp suất đầu p_1 đến áp suất cuối p_2 xác định theo công thức:

$$L_{ad} = np_1v_1 \frac{k}{k-1} \left[\left(\frac{p_{KOH}}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{kn}} - 1 \right]$$

$$= nRT_1 \frac{k}{k-1} \left[\left(\frac{p_{KOH}}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{kn}} - 1 \right], \ (J/kg) \tag{1.18}$$

hay theo công thức:

$$L_{ad} = (\Delta i_1 + \Delta i_2 + \ldots + \Delta i_n), \ J/kg \tag{1.19}$$

Ở đây n - Số bậc nén

Δi_1, Δi_2... - Hiệu số hàm nhiệt của khí đối với 1, 2... bậc [công thức (1.13)]. Công suất cần dùng của máy nén nhiều bậc tính theo công thức (1.15).

Đối với máy nén không khí thường hay dùng phương trình gần đúng:

$$N = \frac{1,69G \, . \, L_{uz}}{3600 \times 1000}, \, kW = \frac{1,696RT_1 \, . \, \ln\frac{p_{KOH}}{p_1}}{3600 \times 1000}, \, kW \quad (1.20)$$

Ở đây 1,69 - Hệ số thực tế của thiết bị tính đến sự khác nhau của quá trình nén thực tế với nén đẳng nhiệt.

Năng suất của máy nén pít tông nhiều bậc được xác định bằng năng suất của cấp thứ nhất.

Nếu bỏ qua tổn thất áp suất giữa các bậc thì bậc nén n có thể tính gần đúng theo phương trình:

$$X^n = \frac{p_{KOH}}{p_1} \quad (1.21)$$

Từ đó:

$$n = \frac{\lg p_{KOH} - \lg p_1}{\lg x}$$

Ở đây x - Độ nén trong 1 cấp.

NHỮNG THÍ DỤ

Thí dụ 1.1 - Áp kế trên ống đẩy từ bơm ra [xem hình (1-1)] chỉ 3,8 atm và bơm được 12 m^3 nước trong một phút. Chân không kế trên ống hút vào bơm chỉ 21 cm Hg, khoảng cách thẳng đứng giữa chân không kế và áp kế 410 mm. Đường kính của ống hút 350 mm, của ống đẩy 300 mm. Xác định cột áp của bơm sinh ra.

Giải:

Áp dụng công thức (1.2)

Tốc độ của nước trong ống hút:

$$v_{BC} = \frac{12}{60 \, . \, 0,785 \, . \, 0,35^2} = 2,08 \text{ m/s}$$

Tốc độ của nước trong ống đẩy:

$$v_H = \frac{12}{60 \, . \, 0,785 \, . \, 0,3^2} = 2,83 \text{ m/s}:$$

Áp suất trong ống đẩy:

$$p_H = 3.8 \text{ atm} + 1 \text{ atm} = 4.8 \text{ atm} = 48 \text{ mH}_2\text{O}$$

Áp suất trong ống hút:

$$p_{BC} = 760 - 210 = 550 \text{ mm Hg} \approx 7,236 \text{ mH}_2\text{O}$$

Áp suất của bơm tạo ra:

$$H = 48 - 7{,}236 + 0{,}41 + \frac{2{,}83^2 - 2{,}08^2}{2 \cdot 9{,}81} =$$

$$= 40{,}764 + 0{,}41 + 0{,}19 = 41{,}364 \text{ m cột nước}$$

Thí dụ 1.2 - Một bơm pít tông chạy 150 vòng/phút, cần bơm nước nóng ở nhiệt độ 60°. Sơ bộ thấy rằng tổn thất năng lượng do quan tính và sức cản thủy lực trên đường hút là 6,5 mH_2O. Áp suất trung bình của khí quyển ở chỗ đặt bơm là 736 mmHg. Cần đặt bơm cao bao nhiêu so với mặt nước.

Giải:

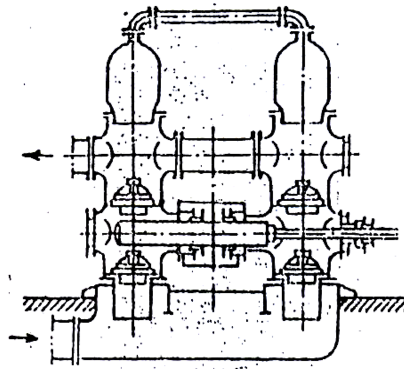
Đại lượng $A - k_t - \sum h$ [công thức (1-5)] trong trường hợp này là:

$$\frac{736 \cdot 13{,}6}{1000} - 2{,}02 - 6{,}5 = 1{,}48 \text{ m}$$

Ở đây h_t = 2,02 m tra từ bảng 2-3.

Do đó chiều cao hút lý thuyết của bơm không thể lớn hơn 1,48. Thực tế theo số liệu bảng 1-4 chiều cao hút trong trường hợp này (n = 150 v/phút) bằng không nghĩa là bơm phải đặt dưới mặt chất lỏng ("đổ xuống").

Thí dụ 1.3 - Bơm pít tông tác dụng kép (hình 1-6) chuyển được 22.800 lít chất lỏng trong 1 giờ. Số vòng quay của bơm 64 v/phút, đường kính pít tông 125 mm, đường kính cán pít tông 35 mm, bán kính tay quay 136 mm. Xác định hiệu suất của bơm.



Hình 1-6 (Cho thí dụ 1.3)

Giải:

Thể tích mà pít tông đẩy được sau 1 vòng:

$$(2F - f)s = (2 \cdot 0{,}785 \cdot 0{,}125^2 - 0{,}785 \cdot 0{,}035^2)0{,}272 = 0{,}00637 \text{m}^3.$$

Ở đây 0,272 m - Chiều dài khoảng chạy của pít tông bằng 2 lần bán kính tay quay.

Năng suất lý thuyết của bơm khi quay 65 vòng/phút:

$$0{,}00637 \times 65 = 0{,}413\ m^3/\text{phút}$$

Năng suất thực tế:

$$\frac{22{,}8}{60} = 0{,}38\ m^3/\text{phút}$$

Do đó hiệu suất của bơm:

$$\eta_v = \frac{0{,}38}{0{,}413} = 0{,}92$$

Thí dụ 1.4 - Một bơm pít tông tác dụng đơn (xem hình 1-2) đường kính của pít tông 160 mm, khoảng chạy của pít tông 200 mm, cần bơm 430 lít/phút, chất lỏng có tỷ trọng 0,93 chứa ở trong thiết bị có áp suất 3,2 kg/cm^2, áp suất trong thùng chứa chất lỏng khi bơm ra là áp suất khí quyển. Chiều cao bơm nước lên là 19,5 m. Tổng tổn thất áp suất theo đường hút 1,7 m, theo đường đẩy là 8,6 m. Hỏi số vòng quay của bơm và công suất của mô tơ là bao nhiêu nếu chọn hệ số truyền của bơm 0,85 và hiệu suất của bơm 0,8 và hệ số truyền động của động cơ điện 0,95.

Giải:

Từ công thức: $Q_{ph} = \eta_v \,.\, F \,.\, sn$ ta tìm được:

$$n = \frac{Q_{ph}}{\eta_v F s}$$

Trong trường hợp của ta:

$$Q_{ph} = \frac{430}{1000} = 0{,}43\ m^3/\text{phút}$$

$$F = 0{,}785 \,.\, 0{,}16^2 = 0{,}0201\ m^2$$

$$n = \frac{0{,}43}{0{,}85 \,.\, 0{,}0201 \,.\, 0{,}2} = 126\ \text{Vòng/phút}$$

Áp suất do bơm tạo ra được xác định theo công thức (1-1)

$$H = \frac{3{,}2 \,.\, 10000}{930} + 19{,}5 + 10{,}3 = 64{,}2\ m$$

Công suất cần thiết cho động cơ điện của máy bơm, tính theo công thức (1.3)

$$N = \frac{0{,}43 \,.\, 930 \,.\, 64{,}2 \,.\, 9{,}81}{60 \,.\, 1000 \,.\, 0{,}72} = 5{,}82\ KW$$

Ở đây 0,72 - Tổng hiệu suất của bơm bằng:

$$\eta_H \eta_n \eta_d = 0{,}8 \,.\, 0{,}95 \,.\, 0{,}95 = 0{,}72$$

Tương ứng với số liệu ở bảng 1-1 cần động cơ có công suất (dự trữ theo quá tải):

$$5{,}82 \,.\, 1{,}17 = 6{,}8\ KW$$

Thí dụ 1.5 - Một bơm ly tâm khi thử lại với số vòng trong một phút là 1200 có các số liệu sau:

Q lít/s	0	10,8	21,2	29,8	40,1	51,1
H, m	23,5	25,8	25,4	22,1	17,3	11,9
N, kW	5,16	7,87	10,1	11,3	12,0	18,5

Dung dịch bơm đi có tỷ trọng 1,12. Xác định hiệu suất của bơm cho mỗi năng suất và vẽ đồ thị đặc tuyến của bơm.

Giải:

Hiệu suất của bơm xác định theo phương trình:

$$N = \frac{Q_{giây} H \rho g}{1000 \eta}$$

từ đó $$\eta = \frac{Q_{giây} H \rho g}{1000 N}$$

Theo công thức đó ta tính các giá trị của hiệu suất của bơm như sau:

Q lít/s	0	10,8	21,2	29,8	40,4	51,1
η...	0	0,39	0,587	0,643	0,637	0,36

Đường đặc tuyến thể hiện ở hình 1-7.

Thí dụ 1.6 - Cần cung cấp 115 m^3/giờ dung dịch có tỷ trọng 1,12 từ một thùng trong thiết bị lên độ cao 10,8 m, kể từ mặt chất lỏng trong thùng. Áp suất trong thiết bị 0,4 ati, áp suất trong thùng là áp suất khí quyển. Đường kính của ống dẫn 140 × 4,5 mm, chiều dài của nó (chiều dài thực cộng với chiều dài tương đương của trở lực cục bộ) 140 m. Có thể dùng bơm ly tâm ở ví dụ trước nếu hệ số ma sát ở trong ống dẫn $\lambda = 0{,}03$.

Giải:

Xác định áp suất cần thiết cho bơm.

Tốc độ của chất lỏng:

$$\omega = \frac{115}{3600 \,.\, 0{,}785 \,.\, 0{,}134^2} = 2{,}37 \text{ m/s}$$

Áp suất động học:

$$h_{ck} = \frac{\omega^2}{2g} = \frac{2{,}37^2}{2 \,.\, 9{,}81} = 0{,}286 \text{ m}$$

Tổn thất áp suất do ma sát và trở lực cục bộ:

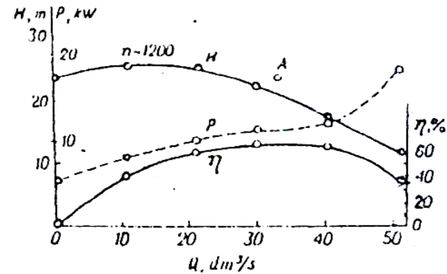
$$h_{Ip} + M.C = \frac{\lambda(L + L_o)}{d} h_{ck} = \frac{0{,}03 \,.\, 140}{0{,}131} \,.\, 0{,}286 = 9{,}16 \text{ m}$$

Toàn bộ áp suất cần thiết của bơm tính theo công thức (1-1)

$$H = \frac{0{,}4 \,.\, 10000}{1120} + 10{,}8 + 9{,}16 + 0{,}286 = 23{,}8 \text{ m}$$

Năng suất cần thiết của bơm.

$$Q = \frac{115 . 1000}{3600} = 32 \text{ lít/s}$$



Hình 1.7

Sử dụng hình 1-7 ta thấy rằng điểm A có tọa độ Q = 32 lít/s, H = 23,8 m nằm trên đường có đặc tuyến của bơm và do đó khi bơm có n = 1200 vòng/phút không đáp ứng được năng suất cần thiết (H = 23,8 m bơm có thể cho được 26 lít/s). Nhưng nếu tăng số vòng quay lên một tí thì có lợi hơn:

Dùng hệ thức (1.8):

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{n_1}{n_2} \text{ và } \frac{H_1}{H_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right)^2$$

Có thể chọn số vòng quay mới của bơm n_2.

Nếu giả dụ n_2 = 1260 v/phút, và tính với số liệu của ví dụ 5 theo công thức (1.8) với số vòng quay mới đó thì ta được kết quả sau (bảng 1-5).

Bảng 1-5

n_1 = 1200	Q_1 lít/s	21,2	29,8	40,4
	H,m	25,4	22,1	17,3
n_2 = 1260	Q_2 lít/s	22,3	31,3	42,5
	H,m	28	24,4	19,1

Theo số liệu bảng 1-5 đường cong đặc tuyến của bơm khi n_2 = 1260 v/phút (hình 1-8), ta thấy khi đó số vòng của bơm có thể đáp ứng được năng suất cần thiết (32 l/s) và áp lực (23,8 m). Công suất cần thiết cho bơm theo số vòng quay mới tính theo công thức:Công suất cũng có thể tính theo công thức $N = N_1\left(\frac{1260}{1200}\right)^3$ chọn giá trị N_1 theo đồ thị (hình 1-7)

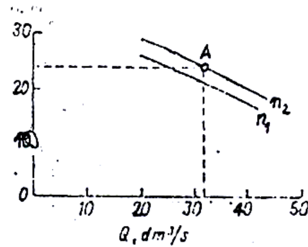
$$N = \frac{Q_{giây}H\rho g}{1000\eta}$$

Tính gần đúng thì hiệu suất của bơm không thay đổi[1]

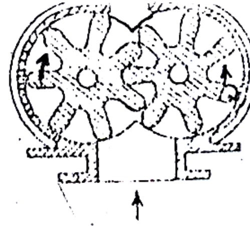
Giá trị của nó lấy theo số liệu của ví dụ 5, trong đó tìm đối với Q = 30 ÷ 40 lít/giây, hiệu suất của bơm $\eta \approx 0,64$. Công suất cần thiết của bơm khi n = 1260 vòng/phút:

$$N = \frac{32 . 1120 . 23,8 . 9,81}{1000 . 1000 . 0,64} = 13,1 \text{ K}\omega$$

(1) Công suất cũng có thể tính theo công thức $N = N_1\left(\frac{1260}{1200}\right)^3$ chọn giá trị N_1 theo đồ thị (hình 1-7)



Hình 1-8
(Cho thí dụ 1.6)



Hình 1-9
(Cho thí dụ 1.7)

Thí dụ 1.7 - Xác định hiệu suất của bơm răng khía (hình 1-9) làm việc với 440 vòng/phút. Số răng 12. Chiều rộng của răng 42 mm. Tiết diện của răng kể cả vòng giới hạn ngoài của răng 960 mm². Năng suất bơm 312 lít/phút.

Giải:

Năng suất của bơm răng khía xác định theo công thức:

$$Q = \eta_v \frac{2f.b.z.n}{60},\ m^3/s$$

Ở đây η_v - Hiệu suất của bơm

f - Diện tích của tiết diện răng, giới hạn bởi chu vi vòng chia, m^2

b - Chiều rộng của răng, m

z - Số răng trên bánh răng

n - Số vòng trong 1 phút.

Năng suất lý thuyết trong trường hợp này:

$$Q_1 = \frac{2f.b.z.n}{60} = \frac{2\ .\ 0,00096.\ 0,042\ .\ 12\ .\ 140}{60} = 0,00708\,m^3/s$$

Năng suất thực tế:

$$Q = 312\ \text{lít/phút} = \frac{312\ .\ 0,001}{60} = 0,0052\,m^3/s$$

Do đó hiệu suất:

$$\eta_v = \frac{Q}{Q_T} = \frac{0,0052}{0,00708} = 0,735$$

Thí dụ 1.8 - Xác định độ chân không (bỏ qua tổn thất), độ chân không đó có thể tạo ra từ tia nước trong phòng A của bơm (hình 1-10). Áp suất ra khỏi máy giảm xuống áp suất khí quyển, tốc độ của tia nước ở chỗ đó 2,7 m/giây. Đường kính của tia ở tiết diện I là 23 mm, tiết diện II là 50 mm.

Giải:

Viết phương trình Bec-nu-li bỏ qua tổn thất đối với tiết diện của tia ở I và II.

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{v_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{v_2^2}{2g}$$

Khi bơm đặt nằm ngang: $z_1 = z_2$

Sau đó ta có: $v_1 = \frac{f_2}{f_1}$; $v_2 = \left(\frac{50}{23}\right)^2 . 2,7 = 12,8$ m/s

Từ phương trình Bec-nu-li ta tìm được:

$$p_1 = p_2 + \frac{(v_2^2 - v_1^2)\rho g}{2g} = 760.133,3 + \frac{2,7^2 - 12,8^2}{2 . 9,81} . 1000.9,81$$

$$= 101300 - 78300 = 23.000 \text{ Pa}$$

Độ chân không lý thuyết như vậy là $\frac{101.300 - 23.000}{9,81.10^4} = 0,8 \text{ ati} \approx 80 \text{ kPa}$

Thí dụ 1.9 - Một bơm bằng tia nước (hình 1-10) bơm được 7,8 m/giờ chất lỏng có tỷ trọng 1,02 lên độ cao H = 4 m. Lưu lượng của nước khi đó là 9,6 m^3/giờ. Áp lực làm việc của nước trước bơm $H_p = 22$ m. Xác định hiệu suất của bơm tia nước.

Giải:

Năng suất làm việc có ích của bơm (công suất)

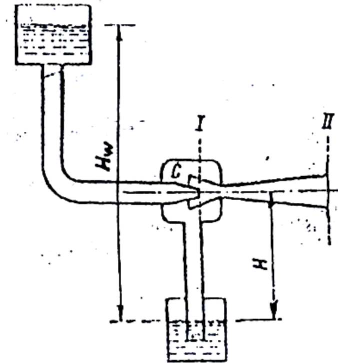
$$\frac{7,8 . 1020 . 4}{3600} = 86,7 \text{ W}$$

Công suất tiêu hao của bơm:

$$N = \frac{9,6.1000.9,81(22 - 4)}{3600} = 471 \text{ W}$$

Do đó hiệu suất của bơm tia nước

$$\eta = \frac{86,7}{471} . 100 = 18,4 \%$$



Hình 1-10 (Cho thí dụ 1.8, 1.9)

Thí dụ 1.10 - Xác định áp suất tạo ra trong quạt gió (xem hình 1-1) để cấp khí Nitơ ($\rho = 1,2 \text{ kg/m}^3$) từ bình chứa khí vào thiết bị, áp suất dư trong bình chứa khí là 60 mm cột nước, trong thiết bị là 74 mm cột nước. Tổn thất theo đường hút là 19 mm, theo đường đẩy là 35 mm nước.

Tốc độ của khí Nitơ trong ống đẩy 11,2 m/s

Giải:

Áp suất tạo ra ở trong quạt gió tính theo công thức (1.9)

Hiệu số áp lực ở chỗ đẩy và hút:

$$p_2 - p_1 = 74 - 60 = 14 \text{ mmH}_2\text{O}$$

Tổng số tổn thất theo ống hút và ống đẩy:

$$\Delta p_{BC} + \Delta p_H = 19 + 35 = 54 \text{ mmH}_2\text{O}$$

Áp lực động học khi ra khỏi ống:

$$\frac{\omega^2 . \rho g}{2g} = \frac{11,2^2 . 1,2.9,81}{2 . 9,81} = 7,7 \text{ mmH}_2\text{O}$$

Áp lực tạo thành của quạt máy:

$$\Delta p = 14 + 54 + 7,7 \approx 76 \text{ mmH}_2\text{O}$$

Thí dụ 1.11 - Trong ống hút trước quạt ly tâm có độ chân không 15,8 mm nước, áp kế ở ống đẩy sau quạt chỉ áp suất 20,7 mm cột nước. Lưu lượng kế chỉ lượng không khí là 3700 m^3/giờ. Ống hút và ống đẩy có đường kính như nhau. Số vòng trong 1 phút là 960. Quạt có công suất là 0,77 kW.

Xác định áp suất tạo ra trong quạt và hiệu suất của quạt. Năng suất của quạt thay đổi thế nào nếu tăng số vòng quay đến 1150 v/ph và công suất tiêu hao ứng với số vòng quay mới là bao nhiêu?

Giải:

Áp lực tạo ra trong quạt tìm theo phương trình (1.10). Như vậy ống hút và đẩy có cùng đường kính nên áp lực động học như nhau. Khi đó:

$$\Delta p = p_{CT.H} - p_{CT.B} = 20,7 - (-15,8) = 36,5.10^{-3} \text{ mH}_2\text{O}$$

Năng suất của quạt trong 1 giây

$$Q_{giây} = \frac{3700}{3600} = 1.03 \text{ m}^3/\text{s}$$

9826-1

Công suất lý thuyết

$$N_1 = \frac{1,02 . 36,5.4.10^{-3} 1000.9,81}{1000} = 0,368 \text{ KW}$$

Hiệu suất của quạt:

$$\eta = \frac{N_1}{N} = \frac{0,368}{0,77} = 0,48$$

Năng suất của quạt khi $n_2 = 1150$ vòng/phút xác định theo công thức (2-8)

$$Q_2 = Q_1 . \frac{n_2}{n_1} = 3700 . \frac{1150}{960} = 4430 \text{ m}^3/\text{h}$$

Công thức tiêu hao khi có số vòng quay mới:

$$N_2 = N_1 . \left(\frac{n_2}{n_1}\right)^3 = 0,77 . \left(\frac{1150}{960}\right)^3 = 1,33 \text{ KW}$$

Thí dụ 1.12 - Khi thử lại quạt gió ly tâm với số vòng quay trong 1 phút n = 1140 ta được các số liệu sau:

Q, m^3/giờ	100	373	700	1000	1600	2000
$\Delta p, mmH_2O$	45,8	43,2	44,0	43,5	39,5	32,2

Quạt đó cung cấp lưu lượng bao nhiêu khi làm việc trong vài hệ thống đường ống (với số vòng quay như khi thử lại) nếu tính sức cản của hệ thống đường ống khi lưu lượng quạt là 1350 m^3/giờ ta được các đại lượng tổn thất áp suất sau:

$$\Delta p_{ck} = 8,7 \text{ mm nước}$$

$$\Delta p_{tp} + \Delta p_{mc} = 29.4 \text{ mmH}_2\text{O}$$

Hiệu số áp suất trong khoảng hút và khoảng đẩy cho việc tính toán của hệ là:

$$\Delta p_{gon} = p_2 - p_1 = 13 \text{ mmH}_2\text{O}$$

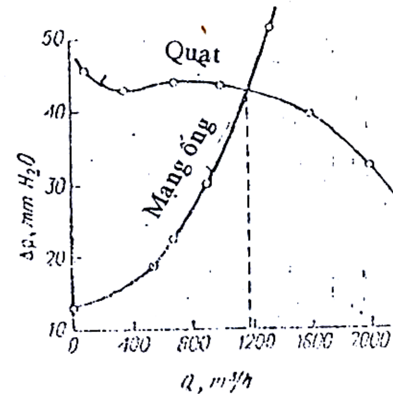
Giải:

Để giải bài này cần tìm điểm làm việc tức là giao điểm đường đặc tuyến của quạt và hệ thống.

Đường đặc tuyến của hệ biểu thị bằng đường pa-ra-bôn theo phương trình:

$$\Delta p = aQ^2 + b$$

Số hạng thứ nhất của bên phải (aQ^2) bao gồm tổn thất áp suất $\Delta p_{CK} + \Delta p_{tp} + \Delta p_{MC}$ và thay đổi tỷ lệ với bình phương của lưu lượng, còn số hạng thứ hai (b) không phụ thuộc vào lưu lượng và thể hiện hiệu suất trong khoảng đẩy và hút nghĩa là Δp_{gon}; a - hệ số.



Hình 1-11
(Cho thí dụ 1.12)

Tính theo số liệu một vài điểm của pa-ra-bôn (bảng 1-6)

Mô tả lên đồ thị chung (hình 1-11) các đường đặc tuyến của quạt theo số liệu thí nghiệm và đặc tuyến của hệ theo các điểm tính được. Giao điểm của hai đặc tuyến chỉ rõ rằng khi làm việc theo điều kiện đã cho ở trên, hệ quạt máy cung cấp 1170 m^3/giờ không khí.

Bảng 1-6

$Q, m^3/h$	aQ^2	b	$\Delta p, mmH_2O$
1350	38,1	13	51,1
$\frac{1350}{1,5} = 900$	$\frac{38,1}{1,5^2} = 16,9$	13	29,9
$\frac{1350}{2} = 675$	$\frac{38,1}{2^2} = 9,5$	13	22,5
$\frac{1350}{2,5} = 540$	$\frac{38,1}{2,5^2} = 6,1$	13	19,1
0	0	13	13

Thí dụ 1.13 - So sánh công tiêu hao lý thuyết khi nén 1 m^3 không khí từ 1 ata. a) đến 1,1 ata và b) đến 5 ata.

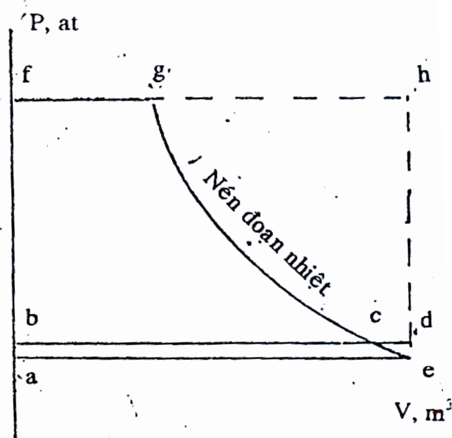
Tính công tiêu hao ấy theo công thức của nhiệt động học đối với đoạn nhiệt, và tính theo công thức thủy lực học (coi như không khí không bị nén).

Giải

a) $p_1 = 9.81.10^4$ Pa; $p_2 = 10,8.10^4$ Pa

Theo công thức (1.12) công nén 1 m^3 khí ở trong máy nén (ở điều kiện hút) ta có:

$$L_{ag} = \frac{k}{k-1} p_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right], J/m^3$$



Hình 1.12
(Cho thí dụ 1.13)

Đối với không khí k = 1,4 (bảng 1.4) khi đó [1]

$$L_{ag} = \frac{1,1}{0,1} 9.81.10^4 \left(1.1^{\frac{0,1}{1,1}} - 1 \right)$$

$$= 9520 J/m^3$$

Tính theo công thức thủy lực học:

$$L_\rho = Q . \Delta p$$

Khi cho $\Delta p = 10,8.10^4 - 9,81.10^4 = 9,9.10^3$ Pa

$$L_\rho = 1.9,9.10^3 = 9900 J/m^3$$

b) $p_1 = 9,81.10^4$ Pa; $p_2 = 49,1.10^4$ Pa

Theo công thức nhiệt động học:

$$L_{ag} = \frac{1,4.9,81}{0,4} . 10^4 . \left(5^{\frac{0,4}{1,4}} - 1 \right) = 201.000 J/m^3$$

Theo công thức thủy lực học:

$$\Delta p = 499.10^4 - 9,81.10^{-4} = 39,3.10^4 \text{ Pa}$$

$$dL_\rho = 1 . 39,3.10^4 = 393000 J/m^3$$

So sánh 2 trường hợp a và b, ta thấy rằng trong trường hợp thứ nhất những kết quả tính được theo công thức nhiệt động và thủy lực sai nhau 3%. Trường hợp ấy $\left(\frac{p_2}{p_1} = 1,1 \right)$ phù hợp với tỉ số nén giới hạn của không khí bằng quạt gió. Với các loại quạt gió khi tính

(1) Bởi vì hiệu số của hai đại lượng ở trong dấu móc rất bé nên ở đây ta không tính theo thước tính được, vì độ chính xác trong trường hợp này thước tính không thể đạt được.

công suất tiêu hao ta tính như ở trên, theo công thức thủy lực học.

Trong trường hợp thứ hai $\left(\frac{p_2}{p_1} = 5\right)$ phù hợp với sự nén không khí bằng máy nén, các kết quả thu được theo công thức nén đoạn nhiệt và theo công thức thủy lực sai số tới 100%. Để tính công suất tiêu hao của máy nén thường dùng các công thức nhiệt động (1-12) và (1-13).

Trên biểu đồ chỉ tiêu lý thuyết của máy nén pít tông ta thấy rằng diện tích abce (là công tiêu hao nén đoạn nhiệt khi p_2 = 1,1 ata) xấp xỉ bằng diện tích abde nhưng diện tích afge (đối với p_2 = 5 ata) thì khác rất xa diện tích afhe.

Thí dụ 1.14 - Xác định công suất tiêu hao cho máy nén pít tông một cấp để nén 460 m^3/h amoniac (ở 0° và 760 mmHg) từ 2,5 đến 12 ata. Nhiệt độ đầu (−10°C) hiệu suất máy nén 0,7. Xác định nhiệt độ amoniac sau khi nén

Giải:

Ta xác định công lý thuyết của máy nén theo công thức (1-12) khi nén đoạn nhiệt.

Đối với amoniac theo bảng 1.4 ta có: k = 1,29

$$R = \frac{8310}{17} = 489\ J/kg\,.\,{}^\circ K$$

$$L_{ag} = \frac{1,29}{0,29}\,.\,489\,.\,263\left[\left(\frac{12}{2,5}\right)^{\frac{0,29}{1,29}} - 1\right] = 240000\ J/kg$$

Cũng tìm trị số trên, bây giờ ta tính theo công thức (1-13). Theo biểu đồ T-s của amoniac (phụ lục 30) đối với điểm 1, ta tìm được $t_1 = -10°C$, p_1 = 2,5 ata, H_1 = 1440 hJ/kg. Xuất phát từ điểm đó kẻ đường thẳng góc (s = const) cắt đường đẳng áp p_2 = 12 ata, ta được điểm 2, từ đó có i_2 = 1673 KJ/kg. Do đó, theo công thức (1-13):

$$L_{ag} = 1673 - 1440 = 233\ KJ/kg$$

Xấp xỉ với kết quả tìm ở trên (sai số khoảng 3%)

Lưu lượng khối lượng amôniac:

$$G = 460 \times 0,76 = 350\ kg/h$$

Ở đây 0,76 là tỉ trọng amoniac ở điều kiện thường

$$\rho_o = \frac{M}{22,4} = \frac{17}{22,4} = 0,76\ kg/m^3$$

Công suất máy nén tiêu hao tính theo công thức (1.15)

$$N = \frac{350\,.\,240000}{3600\,.\,1000\,.\,0,7} = 33,4\ kW$$

Nhiệt độ sau khi nén tính theo công thức 4)

$$T_2 = 263\left(\frac{12}{2,5}\right)^{\frac{0,29}{1,29}} = 374°K = 101°C$$

Nếu xác định được nhiệt độ này, ta theo đồ thị T - S gián tiếp tìm được điểm 2:

$$t_2 = 104°C$$

Thí dụ 1.15 - Cần lấy không khí nén ở áp suất 4,5 ata với lưu lượng 80 kg/h. Với yêu cầu này có thể dùng máy nén pít tông một cấp tác dụng đơn có đường kính xi-lanh 180 mm, chiều dài quãng đường đi của pít tông 200 mm và chạy với 240 vòng/phút được không? Khoảng hại gồm 5% thể tích theo pít tông. Chỉ số đa biến về giãn nở có thể coi bằng 1,25.

Giải:

Theo công thức (1.16) ta xác định năng suất của máy nén. Bước đầu ta sẽ cần tìm hiệu suất thể tích của máy nén λ

Theo phương trình (1-17)

$$\lambda = 1 - 0,05\left(4,5^{1/1,25} - 1\right) = 0,854$$

Lấy hệ số truyền:

$$\lambda = 0,85\lambda_o = 0,85 \,.\, 0,854 = 0,725$$

Năng suất của máy nén:

$$Q = \frac{0,725 \,.\, 0,18^2 \,.\, 3,14 \,.\, 0,2 \,.\, 240}{4 \,.\, 60} = 0,0147\,m^3/s$$

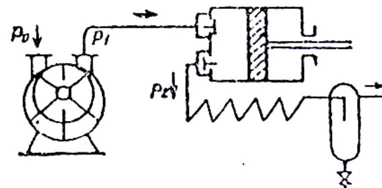
tức là 0,0147 . 3600 = 53 m^3/giờ

Coi máy nén hút không khí ngoài trời với nhiệt độ 20°C, có khối lượng riêng 1,2 kg/m^3, ta được năng suất của máy nén.

$$53 \,.\, 1,2 = 63,6 \text{ kg/h}$$

Như vậy, máy nén không đáp ứng được theo năng suất cần thiết (80 kg/h). Tuy nhiên, nếu dùng máy nén ấy có thể đạt được năng suất khối lượng như thế nếu:

1) Tăng số vòng quay của máy nén từ 240 tới $\frac{80}{63,6} \times 240 = 302$ vòng/phút.



Hình 1.13
(Cho thí dụ 1.15)

2) Dùng máy nén nhưng thêm quạt gió có thể nén không khí từ áp lực thường tới áp lực bằng $\frac{80}{63,6} = 1,26$ ata, và với áp lực này đủ cung cấp không khí cho việc hút (hình 1-13).

Trong cả hai trường hợp riêng biệt sự tính toán phải kiểm tra động lực của máy nén.

Thí dụ 1.16. Một máy nén pít tông một cấp dùng để nén mê-tan. Khoảng hại gồm 8,5% của thể tích pít tông đi được. Có kể đến quá trình giãn nở của không khí nén từ khoảng

hại bằng đoạn nhiệt, xác định xem ở áp lực đẩy giới hạn nào thì năng suất máy nén bằng không. Hút ở áp lực thường.

Giải:

Năng suất máy nén bằng không khi hiệu suất thể tích bằng không, nghĩa là khi đó:

$$\lambda_o = 1 - \varepsilon_o\left[\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{1}{m}} - 1\right] = 0$$

Theo điều kiện sự giãn nở khí ở khoảng hại ta coi là đoạn nhiệt, nghĩa là đáng lẽ dùng chỉ số đa biến m thì ta dùng chỉ số đoạn nhiệt k, đối với mêtan bằng 1,31 (bảng 4) khoảng hại $\varepsilon_o = 0{,}085$. Áp lực hút p_1 = lata

Khi đó: $1 - 0{,}85\left(p_2^{1/1{,}31} - 1\right) = 0$

Từ phương trình này ta có $p_2^{0.763} = 12{,}8$

Từ đó $p_2 \approx 28$ ata

Như vậy năng suất máy nén sẽ bằng không, khi áp suất đẩy bằng 28 ata.

Thí dụ 1.17. So sánh nhiệt độ sau khi nén, công tiêu hao lý thuyết và trị số hiệu suất thể tích nén không khí từ 1 đến 9 ata: a) của máy nén pít tông đơn cấp; b) của máy nén 2 cấp, có làm lạnh trung gian giữa các cấp. Nhiệt độ đầu của không khí và nhiệt độ không khí sau khi làm lạnh 20°. Thể tích khoảng hại bằng 8% thể tích pít tông đi được.

Giải:

a) Nén một cấp:

Nhiệt độ sau khi nén xác định theo công thức (1.14) với không khí k = 1,4 (bảng 4)

$$T_2 = 293 \,.\, 9^{0{,}4/1{,}4} = 293 \,.\, 1{,}88 = 551°K = 278°C$$

Công tiêu hao lý thuyết theo công thức (1.12) với không khí theo (bảng 1-5) ta xác định R = 8310/29 = 287 J/kg .°K

$$L_{ag} = \frac{1{,}4}{0{,}4} \,.\, 287 \,.\, 293(1{,}88 - 1) = 260000 J/kg$$

Hiệu suất thể tích của máy nén tính theo phương trình (1.17) khi coi sự giãn nở không khí từ khoảng hai được tiến hành theo đoạn nhiệt:

$$\lambda_o = 1 - 0{,}08\left(9^{1/1{,}4} - 1\right) \approx 0{,}7.$$

b) Nén hai cấp

Mức nén ở mỗi cấp ta tìm theo phương trình (1.21)

$$x^2 = 9$$

Từ đó $x = 3$

Nhiệt độ sau khi nén ở mỗi cấp:

$$T_2 = 293 \,.\, 3^{0,4/1,4} = 293 \,.\, 1,37 = 402°K = 129°$$

Công tiêu hao lý thuyết ở cả hai cấp tính theo công thức (1.18)

$$L_{ag} = 2 \,.\, 287 \,.\, 293 \,.\, \frac{1,4}{0,4}\left(1,88^{1/2} - 1\right) = 218000 J/kg$$

Ở đây $1,88 = \left(\frac{p_{KOH}}{p_1}\right)^{\frac{k-1}{k}}$

Hiệu suất thể tích:

$$\lambda_o = 1 - 0,08\left(3^{1/1,4} - 1\right) = 0,905$$

Ta so sánh những kết quả thu được đối với việc nén đơn cấp và hai cấp:

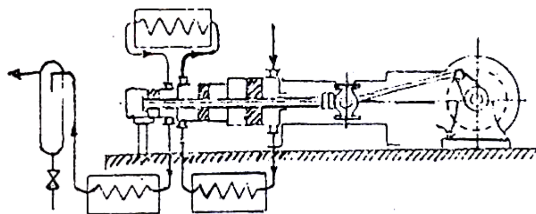
Đặc tính	Nén một cấp	Nén hai cấp
Nhiệt độ sau khi nén T_2, °C	278	129
Công tiêu hao lý thuyết L_{ag}, J/kg	260.000	218.000
Hiệu suất thể tích Z_o	0,7	0,905

Sự so sánh ở trên thấy rằng nén hai cấp ưu việt hơn nén một cấp. Về tỷ số $\frac{p_{KOH}}{p_1}$ thì lại càng lớn, thể hiện tính ưu việt của nén đa cấp.

Thí dụ 1.18. Một máy nén phải cung cấp 210 m^2/h mêtan (coi như ở 0°C và 760 mmHg) nén tới áp lực 55 ata, áp lực ban đầu là áp suất thường, nhiệt độ đầu 18°C. Xác định: a) Số cấp nén và sự phân bố áp lực ở mỗi cấp. b) Công suất tiêu hao, lấy hiệu suất máy nén bằng 0,7. c) Lượng nước tiêu hao vào các thiết bị làm lạnh của máy nén khi nhiệt độ nước tăng 10°C

Giải:

a) Mức độ nén cho phép trong mỗi cấp là 4.



Hình 1.14 (cho thí dụ 1.18)

$$n = \frac{\lg 5,5}{\lg 4} = 2,9 \approx 3$$

Bỏ qua tổn thất áp suất giữa các cấp, ta xác định mức độ nén ở mỗi cấp của máy nén 3 cấp (hình 1.14)

$$x = \sqrt[3]{55} = 3,8$$

Như vậy, sự phân bố áp lực gần đúng ở các cấp là:

Cấp	p_H	p_{KOH}
I	1	3,8
II	3,8	14,45
III	14,15	55

b) Công tiêu hao lý thuyết xác định theo công thức (1-18). Đối với metan, theo bảng 4 ta có:

$$k = 1,31$$

$$R = 8310/16 = 519 \text{ J/kg.K}$$

$$\rho_o = 0,72 \text{ kg/m}^3 \text{ (ở 0°C và 760 mmHg)}$$

Coi rằng các thiết bị làm lạnh mêtan ở trung gian làm lạnh được tới 30°C, ta có:

$$L_{ag} = 3 \,.\, 519 \,.\, 303 \,.\, \frac{1,31}{0,31}\left(55^{0,31/1,31\,.\,3} - 1\right) = 746000 \text{ J/Kg}$$

Công suất tiêu hao tính theo công thức (2-15)

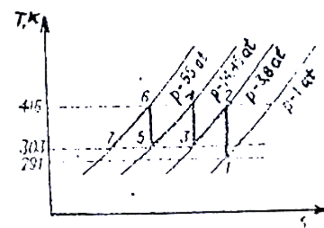
$$N = \frac{210 \,.\, 0,72 \,.\, 746000}{3600 \,.\, 1000 \,.\, 0,7} = 44,6 \text{ k}\omega$$

c) Để xác định lượng nước tiêu hao vào các thiết bị làm lạnh của máy nén, ta tìm nhiệt độ sau khi nén ở các cấp II và III. Cũng như trên ta coi rằng các thiết bị làm lạnh trung gian sau cấp I và II, mê-tan được làm lạnh tới 303°K (hình 1-15).

Ở xi-lanh cấp I của máy nén, nhiệt độ sau khi nén thấp hơn một chút (điểm 2) bởi vì ở cấp I mêtan khi hút vào không phải ở 30° mà là ở 18°C. Theo phương trình (1-14).

$$T_2 = 303 \,.\, 3,8^{0,31/1,31}$$

$$= 416°\text{K} = 143°\text{C}$$



Hình 1.15 (Cho thí dụ 1.18)

Một cách gần đúng ta coi tỷ nhiệt mê-tan ở áp lực 3,8; 14,45 và 55 ata, như nhau và bằng 2,22 KJ / kg°K (bảng 1.4) ta tính ở thiết bị làm lạnh của máy nén (sau cấp I, II và II) nước được làm lạnh tỏa ra một lượng nhiệt:

$$Q = 3 \,.\, 210 \,.\, 0.72 \,.\, 2,22 10^3 \,.\, (113 - 30) / 3600 = 31700 \text{ W}$$

Cũng lượng nhiệt ấy có thể tính bằng cách khác và có lượng nhiệt, tương đương với công nén:

$$Q = L_{ag}V_o\rho_o = \frac{746000 . 210 . 0,72}{3600} = 31300\,W$$

Khi đun nước nóng đến 10°, lượng nước tiêu hao là:

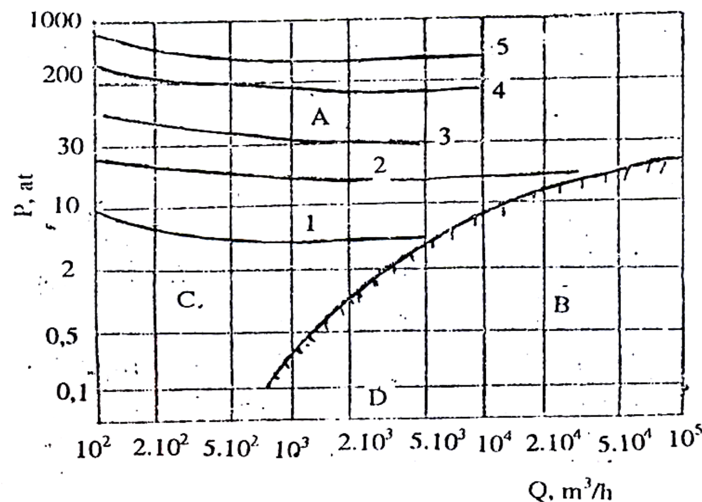
$$G_B = \frac{Q_o}{c(t_2 - t_1)} = \frac{31700}{419.10^3.10} = 0,756\ kg/s$$

hay $$V_B = \frac{0,765.3600}{1000} = 2,71\ m^3 / m$$

Thí dụ 1.19 - Cần một thiết bị phân ly không khí cung cấp 230 m^3 không khí trong một phút (ở những điều kiện hút) dưới áp lực 6 ata. Máy nén cần chọn loại nào?

Giải:

Ở áp lực đã cho có thể dùng máy nén pít tông hay máy nén tuốc-bin. Để giải quyết vấn đề nên dùng loại máy nào, ta dùng biểu đồ chỉ dẫn trên hình 1-16 [15]. Theo biểu đồ này, trong những điều kiện hút đối với năng suất Q = 230 × 60 = 13.8000m^3/giờ và áp lực đẩy p = 5 ati ta thấy là nên dùng máy nén tuốc-bin



Hình 1-16 (cho thí dụ 1.19)

Cũng kết quả thu được như thế và kết hợp với thực nghiệm, ta dùng máy nén tuốc-bin là hợp lý.

$$\frac{Q^2_{phút}}{p_H} > 1000$$

Ở đây: Q phút - năng suất, m^3/phút

p_H - áp lực đẩy, ati

Trong trường hợp của ta $\frac{230^2}{5} = 10600$, nghĩa là lớn hơn 1000.

A - Các máy nén pít tông: r- một cấp; 2- 2 cấp; 3- 3 cấp; 4- cấp; 5- 5 cấp

B - Các máy nén có guồng máy quay và máy nén thổi không khí

C - Các máy nén tuốc bin và máy thổi không khí bằng kiểu tuốc bin

D - Các máy quạt.

Thí dụ 1.20 - Ở một thiết bị, nhờ bơm chân không pít tông để giữ độ chân không bằng 0,9 atm. Coi quá trình nén không khí trong bơm chân không là quá trình đa biến (với chỉ số đa biến 1,25) xác định công tiêu hao lý thuyết:

a) Ở thời điểm, khi đạt được độ chân không 0,1 ata nghĩa là áp lực còn lại trong thiết bị bằng 0,9 ata.

b) Khi áp lực trong thiết bị bằng 0,3 ata.

c) Khi đạt được độ chân không mong muốn nghĩa là áp lực còn lại trong thiết bị còn bằng 0,1 ata.

Giải:

Ta định công tiêu hao lý thuyết cho 1 m^3 khi hút vào theo công (1.12):

$$L = \frac{m}{m-1} p_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{m-1}{m}} - 1 \right], J/m^3$$

Ở đây: m chỉ số đa biến khi nén

a) $$\frac{p_2}{p_1} = \frac{9,81.10^4}{8,83.10^4} = 1,11; \ \frac{m}{m-1} = \frac{1,25}{0,25} = 5; \ \frac{m-1}{m} = 0,2:$$

$$L = 5 \,.\, 8,83 \,.\, 10^4 (1,11^{0,2} - 1) = 9720 J/m^3$$

b) $$\frac{p_2}{p_1} = \frac{9,8.10^4}{2,94.10^4} = 3,33$$

$$L = 5 \,.\, 2,94 \,.\, 10^4 (3,33^{0,2} - 1) = 40.000 J/m^3$$

c) $$\frac{p_2}{p_1} = \frac{9,81.10^4}{0,981.10^4} = 10:$$

$$L = 5 \,.\, 0,981 \,.\, 10^4 (10^{0,2} - 1) = 28600 J/m^3$$

Chúng ta thấy công tiêu hao dùng cho bơm chân không vượt qua cực đại. Ở điểm cực đại ấy, ta tính được công suất động cơ của bơm chân không.

BÀI TẬP

1.1. Một bơm dùng để bơm acid sulfuric 30%. Áp kế đặt trên ống đẩy chỉ 1,8 ata chân không kế đặt trên ống hút ở trước bơm chỉ 29 mm cột Hg. Áp kế đặt cách chân không kế 0,5 m. Ống hút và ống đẩy có đường kính như nhau. Hỏi áp lực do bơm tạo ra bao nhiêu?

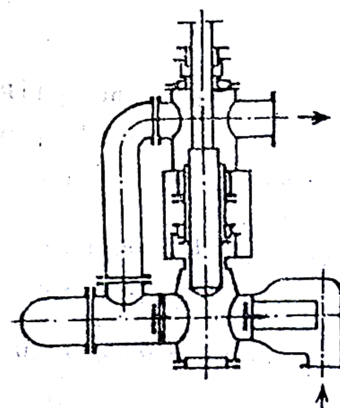
1.2. Một bơm dùng để bơm chất lỏng có khối lượng riêng 960 Kg/m^3 từ một cái bể với áp lực thường đưa tới thiết bị, áp lực trong thiết bị 37 ata (xem hình 1-1). Chiều cao đẩy lên 16 m. Tổng trở lực đường hút và đẩy là 65,6 m. Xác định áp lực toàn phần do bơm tạo ra là bao nhiêu?

1.3. Xác định hiệu suất của hệ thống bơm. Bơm cung cấp 380 lít/phút dầu F.O tỷ trọng 0,9. Áp lực toàn phần 30,8 m. Công suất cần cho động cơ điện 2,5 kw.

1.4. Năng suất bơm 14 l/s. Chất lỏng có tỷ trọng 1,16 áp lực toàn phần 58 m. Hiệu suất của bơm 0,64 hiệu suất truyền động 0,97, hiệu suất mô-tơ điện 0,95. Hỏi công suất mô-tơ phải dùng bao nhiêu?

1.5. Một bơm pít tông (xem hình 1-2) dùng trong nhà náy, đặt ở độ cao 300 m so với mặt biển. Tổng tổn thất của chiều cao hút là 5,5 mH_2O, chiều cao hút hình học 3,6 m. Hỏi nhiệt độ tối đa của nước là bao nhiêu để có thể hút được?

1.6. Xác định năng suất của bơm pít tông vi-sai... (hình 1-17) đường kính lớn pít tông 340 mm; đường kính bé 240 mm. Quãng chạy của pít tông 480 mm; số vòng quay 60 vòng/phút. Hệ số truyền 0,85. Xác định lượng chất lỏng đẩy đi được của mỗi bên pít tông.


Hình 1-17 (Cho bài kiểm tra 1.6)

1.7. Bơm pít tông tác dụng kép (xem hình 1-6) bơm đầy bể đường kính 3 m và chiều cao 2,6 m trong 26,5 phút. Đường kính pít tông của bơm 180 mm, đường kính cán pít tông 50 mm, bán kính tay quay 145 mm. Số vòng quay 55 vòng/phút. Xác định hệ số truyền của bơm.

1.8. Một bơm ly tâm làm việc 1800 v/phút phải bơm 140 m^3/giờ nước ở nhiệt độ 30°C. Áp lực khí quyển trung bình ở chỗ đặt bơm 745 mm Hg. Tổn hao tổng áp lực ở đường hút là 4,2 m. Xác định theo lý thuyết chiều cao hút cho phép của bơm.

1.9. Một bơm ly tâm bơm nước được 280 lít/phút tạo một áp lực H = 18 m. Dùng bơm này để bơm chất lỏng có tỷ trọng 1,06 với một lượng 15 m^3/giờ theo ống dẫn có đường kính 70 × 25 mm từ thùng chứa có áp lực thường vào thiết bị có áp lực 0,3 ati.

Chiều cao hình học để nâng cao lên 8,5 m. Chiều dài ống tính ra là 124 m. (Chiều dài thực tế kể cả chiều dài tương đương do trở lực cục bộ). Hệ số ma sát trong ống dẫn $\lambda = 0,03$. Vậy xác định công suất mô-tơ cần bao nhiêu nếu hiệu suất 0,55.

1.10. Một bơm ly tâm để bơm nước có các dữ kiện nhãn hiệu sau: Q = 56 m^3/giờ, H = 42

m, N = 10,9 kw, n = 1140 v/ph. Xác định:

1) Hiệu suất của bơm; 2) Năng suất bơm, áp lực tạo ra và công suất tiêu hao khi n = 1450 v/phút; coi rằng hiệu suất không đổi.

1.11. Khi thử lại bơm ly tâm ta được những dữ kiện sau:

Q_1, l/ph...	0	100	200	300	400	500
H, m...	37,2	38,0	37,0	34,5	31,8	28,5

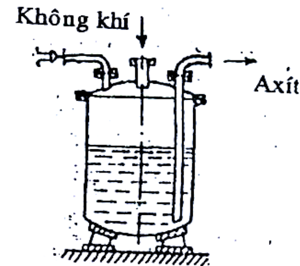
Bằng bơm này sẽ cung cấp được bao nhiêu chất lỏng theo đường ống đường kính 76×4 mm chiều dài 355 m (chiều dài thực kể cả chiều dài tương đương do trở lực cục bộ), khi chiều cao đẩy hình học 4,8 m? Hệ số ma sát $\lambda = 0,03$; $\Delta p_{on} = 0$ (vẽ đặc tuyến của bơm và ống dẫn và tìm điểm làm việc).

Năng suất của bơm sẽ thay đổi như thế nào nếu như chiều cao đẩy hình học là 19 m?

1.12. Xác định năng suất của bơm răng khía (xem hình 2-9) theo các dữ kiện sau: số vòng quay 650 vòng/phút. Số răng trên bánh răng là 12, chiều rộng răng 30 mm, diện tích răng giới hạn bởi vòng bên ngoài bánh răng là 7,85 cm^2 hệ số truyền 0,7.

1.13. Cần bơm 215 lít/phút dung dịch có tỉ trọng 1,6 từ một bể ngầm dưới đất bằng bơm kiểu phun (xem hình 1-10). Chiều cao đẩy 3,8 m. Áp lực của nước ở trước bơm 1,9 ata . Hiệu suất bơm 0,15. Hỏi bơm phun cần bao nhiêu m^3 nước trong 1 h?

1.14. Hỏi áp lực (ata) không khí là bao nhiêu để đưa vào thùng nóng (hình 1-18) để đẩy acid sulfuric tỷ trọng 1,78 lên chiều cao 21 m? Bỏ qua hao tổn thủy động?



Hình 1-18
(Cho bài kiểm tra 1.14)

1.15. Một quạt gió quạt không khí từ ngoài trời vào. Quạt cung cấp 12500 m^3/giờ. Hỏi trọng lượng không khí quạt cung cấp về mùa đông ($t = -15°$) và mùa hè ($t = +30°$)như thế nào?

1.16. Xác định áp lực tạo ra ở trong quạt để cung cấp không khí từ ngoài trời ở nhiệt độ 18° với áp lực dư 43 mmH_2O. Tổn hao áp lực ở ống dẫn 28 mmH_2O, tốc độ không khí trong đó 11,5 m/s.

1.17. Công suất mô-tơ là bao nhiêu để lắp vào máy quạt năng suất 110 m^3/phút khi tổng áp lực 85 mmH_2O. Hiệu suất quạt 0,47.

1.18. Một quạt ly tâm làm việc 960 v/phút cung cấp 3200 m^3/giờ không khí, công suất tiêu hao vào 0,8 kw. Áp lực quạt tạo nên 44 mmHg. Hỏi áp lực và công suất tiêu hao sẽ là bao nhiêu khi mà máy quạt quay 1250 v/phút? Xác định hiệu suất quạt?

1.19. Hỏi lượng không khí mà quạt gió sẽ cung cấp bao nhiêu như ở ví dụ 1.12 khi hệ thống này cần dùng 1000 m^3/giờ tổng số ($\Delta p_{CK} + \Delta p_{tp} - \Delta p_{M.C}$) bằng 27 mmH_2O. Hiệu số áp lực giữa khoảng đẩy và hút bằng 20 mmH_2O.

1.20 Hỏi lượng không khí mà máy quạt ở ví dụ 1.12 sẽ cung cấp được bao nhiêu trong hệ thống cần 1350 m^2/giờ, tổng là ($\Delta p_{CK} + \Delta p_{T_p} + \Delta p_{M.C}$) là 167 Pa và Δp_{gon} bằng 128 Pa

1.21 Hỏi số vòng quay cần thiết của máy quạt ở bài 12, nếu như nó phải cung cấp 1500 m^3/giờ không khí cho hệ thống lưới mà trở lực toàn bộ bằng 43 mmH_2O.

1.22 Xác định bằng giải tích và theo biểu đồ T - S nhiệt độ không khí sau khi nén đoạn nhiệt từ áp lực đầu 1 ata đến áp lực cuối 3,5 ata. Nhiệt độ đầu 0°C. Xác định công tiêu hao khi nén 1 kg không khí.

1.23. Xác định công suất dùng cho máy nén pít tông nén CO_2 năng suất 5,6 m^3/giờ (trong điều kiện hút). Máy nén CO_2 từ 20 đến 70 ata. Nhiệt độ đầu (−15°). Hiệu suất máy nén bằng 0,65. Hãy giải bài tập bằng phương pháp giải tích, nhờ biểu đồ T - S của CO_2 (hình XXXII).

1.24 Xác định hiệu suất thể tích của máy nén ở bài tập trước nếu khoảng hại là 6% thể tích pít tông, quét được, chỉ số đa biến của giãn nở m = 1,2.

1.25. Xác định năng suất và công suất tiêu hao, đối với máy nén pít tông một cấp theo các dữ kiện sau: đường kính pít tông 250 mm, quãng đường đi pít tông 275 mm, thể tích khoảng hại bằng 5,4% thể tích pít tông quét được, số vòng quay của máy nén 300 vòng/phút. Máy nén không khí ở áp suất thường tới 4 ata, chỉ số đa biến của giãn nở nhỏ hơn 10% chỉ số đoạn nhiệt. Nhiệt độ đầu của không khí 25°C. Tổng hiệu suất máy nén 0,72.

1.26. Hỏi năng suất và công suất tiêu hao của máy nén biến thiên thế nào nếu như ta thổi thêm không khí vào để đạt tới 0,4 ati (xem hình 1-13). Áp lực cuối như trước (4 ata).

1.27. Hỏi áp lực đẩy của máy nén pít tông một cấp nén ê-ty-len khi hiệu suất thể tích giảm tới 0,2? Áp lực hút là lực thường (1 ata). Sự giãn nở của khí ở khoảng hại coi là đoạn nhiệt. Thể tích khoảng hại là 7% thể tích pít tông quét được.

1.28. Xuất phát từ điều kiện dầu nhờn của máy nén, ta giả sử là không quá kém, nhiệt độ đầu trong xy lanh không quá 160°C. Xác định trị số số giới hạn của áp lực đẩy của máy nén pít tông một cấp:

a) Đối với không khí

b) Đối với êtan. Áp lực hút là áp lực thường (1 ata). Nhiệt độ đầu 25°. Quá trình nén coi như đoạn nhiệt.

1.29. Theo dữ kiện ở ví dụ 1.17. Xác định các nhiệt độ sau khi nén của máy nén pít tông một cấp và hai cấp theo biểu đồ T - S của không khí (hình phụ lục 34). Xác định công tiêu hao lý thuyết trong cả hai trường hợp theo công thức (1.13).

1.30 Xác định số bậc cần thiết của máy nén pít tông phải nén Nitơ từ 1 đến 100 ata nếu nhiệt độ cho phép sau khi nén không vượt quá 140°C. Quá trình nén coi như đoạn nhiệt. Nhiệt độ đầu 20°C.

1.31. Xác định công tiêu hao lý thuyết khi nén H_2 từ 1,5 đến 17 ata của máy nén một cấp và hai cấp. Nhiệt độ đầu H_2 là 20°C.

1.32 Một máy nén khi thí nghiệm đẩy không khí ngoài trời vào một bình cầu dung tích 42,4 lít. Sau 10,5 phút áp lực trong bình cầu tăng từ 0 đến 52 ati. Nhiệt độ không khí trong bình cầu tăng từ 17 đến 37°C. Xác định năng suất của máy nén tính ra m^3/giờ.

1.33 Xác định công suất tiêu hao và lượng nước đem dùng cho thiết bị làm lạnh của máy

nén pít tông khi nó nén 625 m^3/giờ ê-ty-len từ 1 đến 18 ata. Hiệu suất máy nén là 0,75. Nước lạnh trong các thiết bị làm lạnh nóng lên 13°C. Nhiệt độ đầu là 20°C.

1.34 Hỏi phải chọn loại máy nào để nén:

a) 4200 m^3/giờ không khí đến 5,5 ati

b) 300 m^3/giờ tới 2 ata?

Năng suất chọn ở trong điều kiện hút (áp lực thường).

THÍ DỤ TÍNH BƠM LY TÂM

Bơm ly tâm đặt ở độ cao 5 m so với bề mặt thoáng của bể chứa nước từ bơm nước vào thùng phản ứng với lưu lượng 45 m^3/giờ. Thùng phản ứng làm việc với áp suất dư là 0,1MPa. Chiều cao cần đưa nước lên là 20 m. Nhiệt độ nước là 20°C. Trên đường ống đẩy (chiều dài 35 m) có 2 khúc cong 90° và 5 khúc cong 110°; ngoài ra còn lắp trên đó 2 van thường và 1 van một chiều. Trên đường ống hút (chiều dài 15 m) đặt 2 van một chiều và có 3 khúc cong 90° (trong cả hai trường hợp tỷ số giữa bán kính cong và đường kính ống bằng 4). Yêu cầu chọn bơm thích hợp (chọn cột áp và công suất).

Giải:

1. Chọn đường kính ống, lấy vận tốc nước trong ống đẩy và ống hút như nhau và bằng 1,5 m/s.

$$d = \sqrt{V / 0{,}785\omega} = \sqrt{45 / 3600 . 0{,}785 . 1{,}5}$$

$$= 0{,}103 \text{ m}$$

Chọn ống thép có độ ăn mòn thấp.

2. Tính tổn thất ma sát trong đường ống:

Xác định chế độ chảy:

$$Re = \omega d\rho / \mu = 1{,}5 . 0{,}103 . 998 / 1{,}005 . 10^{-3} = 153420$$

Với giá trị Re = 153420 - đây là chế độ chảy rối.

Độ nhám của ống dẫn e = 0,2 mm (bảng phụ lục 12). Độ nhám tương đối của ống de/e = 103/0,2 = 515. Theo đồ thị 1.5 xác định hệ số ma sát $\lambda = 0{,}0235$.

Tổng hệ số ma sát cục bộ trên đường ống hút:

$$\sum\zeta_h = \zeta_1 + 2\zeta_2 + 3\zeta_3 = 0{,}5 + 2 . 0{,}5 + 3 . 0{,}11 = 1{,}83$$

Với:

$\zeta_1 = 0{,}5$ - hệ số trở lực khi vào ống hút.

$\zeta_2 = 0{,}5$ - hệ số trở lực van một chiều (khi d = 100 mm; $Re > 3.10^6$)

$\zeta_3 = AB = 1 . 0{,}11 = 0{,}11$ - hệ số trở lực khúc cong 90° (bảng phụ lục 13).

Khi đó:

$$\Delta P_h = \left(\lambda \frac{L_h}{d} + \sum \zeta_h\right) \frac{\rho \omega^2}{2} =$$

$$= \left(0{,}0235 \frac{15}{0{,}103} + 1{,}83\right) \frac{998 \, . \, 1{,}5^2}{2} = 5894 \text{Pa}.$$

Tổn thất cột áp trên đường ống hút:

$$H_h = \frac{\Delta P_h}{\rho g} = 5894/998 \, . \, 9{,}81 = 0{,}60 \text{ m}$$

Tổng hệ số ma sát cục bộ trên đường ống đẩy:

$$\sum \zeta_d = \zeta_1 + \zeta_2 + 5\zeta_3 + 2\zeta_4 + \zeta_5 = 1 + 2 \, . \, 0{,}11 + 5 \, . \, 0{,}12 + 2 \, . \, 4{,}1 + 0{,}5 = 10{,}52$$

Với:

$\zeta_1 = 1$ - Hệ số trở lực khi ra khỏi ống đẩy.

$\zeta_2 = A_2B_2 = 1 \, . \, 0{,}11 = 0{,}11$ - Hệ số trở lực khúc cong 90°

$\zeta_3 = A_3B_3 = 1{,}13 \, . \, 0{,}11 = 0{,}12$ - Hệ số trở lực khúc cong 110°

$\zeta_4 = 4{,}1$ - Hệ số từ lực của van thường (khi d = 100 m -)

$\zeta_5 = 0{,}5$ - Hệ số từ lực của van một chiều (khi $Re > 3.10^5$).

$$\Delta P_d = \left(0{,}0235 \frac{35}{0{,}103} + 10{,}52\right) \frac{998 \, . \, 1{,}5^2}{2} = 20777 \text{Pa}$$

Tổn thất cột áp trên đường ống đẩy:

$$H_d = \Delta P_d / \rho g = 20777/998 \, . \, 9{,}81 = 2{,}12 \text{ m}$$

Tổng tổn thất cột áp:

$$\sum H = H_h + H_d = 0{,}6 + 2{,}12 = 2{,}72 \text{ m}$$

3. Chọn bơm:

Theo công thức (1.1) xác định cột áp toàn phần do bơm tạo nên:

$$H = \frac{P_2 - P_1}{\rho g} + H + \sum H = \frac{0{,}1.10^6}{998 \, . \, 9{,}81} + 20 + 2{,}72 = 32{,}93 \text{ m}$$

Công suất có ích của bơm:

$$N = V \rho g H = 45 \, . \, 998 \, . \, 9{,}81 \, . \, 32{,}93/3600 = 1{,}030 \text{ W} = 4{,}03 \text{ kW}$$

Đối với bơm ly tâm có năng suất trung bình, chọn $\eta = 0{,}6$. Khi đó công suất động cơ của bơm:

$$N_{dc} = 4{,}03 / 0{,}6 = 6{,}7 \text{ kW}.$$

Với năng suất và công suất như đã tìm được ở trên theo bảng 1.7 chọn bơm ly tâm hiệu X 45/54 có các thông số sau: $Q = 1{,}25.10^{-2} \text{ m}^3/\text{s}$; H = 42 m; $\eta = 0{,}6$; Bơm lắp động cơ A02-62-2 có các thông số sau: N = 17 kW;n = 48,3 v/s; $\eta_d = 0{,}88$.

Bảng 1.7

Hiệu bơm	Q, m^3/s	H, m H_2O	n v/ph	η_b	Động cơ điện		
					Loại	N_d, kW	η_d
X 2/25	$4,2 . 10^{-4}$	25	50	-	A0L-12-2	1,1	-
X 8/18	$2,4 . 10^{-3}$	11,3	48,3	0,40	A02-31-2	3	-
		14,8					
		18			BA0-31-2	3	0,82
X 8/30	$2,4 . 10^{-3}$	17,7	48,3	0,50	A02-32-2	4	-
		24					
		30			BA0-32-2	4	0,83
X 20/18	$5,5 . 10^{-3}$	10,5	48,3	0,60	A02-31-2	3	-
		13,8					
		18			BA0-31-2	3	0,82
X 20/31	$5,5 . 10^{-3}$	18	48,3	0,55	A02-41-2	5,5	0,87
		25					
		31			BA0-41-2	5,5	0,84
X 20/53	$5,5 . 10^{-3}$	34,4	48,3	0,50	A02-52-2	13	0,89
		44					
		53			BA0-52-2	13	0,87
X 45/21	$1,25 . 10^{-2}$	13,5	48,3	0,60	A02-51-2	10	0,88
		17,3					
		21			BA0-51-2	10	0,87
X 45/31	$1,25 . 10^{-2}$	19,8	48,3	0,60	A02-52-2	13	0,89
		25					
		31			BA0-52-2	13	0,87
X 45/54	$1,25 . 10^{-2}$	32,6	48,3	0,60	A02-62-2	17	0,88
		42			A02-71-2	22	0,88
		54			A02-72-2	30	0,89
X 90/19	$2,5 . 10^{-2}$	13	48,3	0,7	A02-51-2	10	0,88
		16			A02-52-2	13	0,89
		19			A02-62-2	17	0,88
X 90/33	$2,5 . 10^{-2}$	25	48,3	0,70	A02-62-2	17	0,88
		29,2			A02-71-2	22	0,90
		33			A02-72-2	30	0,90

Hiệu bơm	$Q, m^3/s$	H, m H_2O	n v/ph	η_b	Động cơ điện		
					Loại	N_d, kW	η_d
X 90/49	$2,5 . 10^{-2}$	31,4	48,3	0,7	A02-71-2	22	0,88
		40			A02-72-2	30	0,89
		49			A02-81-2	40	-
X 90/85	$2,5 . 10^{-2}$	56	48,3	0,65	A02-81-2	40	-
		70			A02-82-2	55	-
		85			A02-91-2	75	0,89
X 160/29/2	$4,5 . 10^{-2}$	20	48,3	0,65	BA0-72-2	30	0,89
		24			A02-72-2	30	0,89
		29			A02-81-2	40	-
X 160/49/2	$4,5 . 10^{-2}$	33	48,3	0,75	A02-81-2	40	-
		40,6			A02-82-2	55	-
		49			A02-91-2	75	0,89
X 160/29	$4,5 . 10^{-2}$	29	24,15	0,60	A02-81-4	40	-

4. Chiều cao hút tối đa của bơm:

Để tránh trường hợp xâm thực, chiều cao hút của bơm được xác định:

$$H_{xt} = 0,3(Qu^2)^{2/3} = 0,3(0,0125 . 48,3^2)^{2/3} = 2,84 \text{ m}$$

Như vậy chiều cao hút tối đa của bơm được tính như sau:

$$H_{ht} \leq A - h_1 - H_h - H_{xt}$$

Với: A - Áp suất khí quyển; A = 10,25 m (bảng phụ lục 19)

h_t - Áp suất hơi bão hòa tương ứng với nhiệt độ của chất lỏng được bơm;

h_t = 0,24 m ở 20°C (bảng 1.3)

H_h- Tổn thất áp suất trên đường ống hút.

H_{Xt}- Chiều cao đặt bơm để tránh hiện tượng xâm thực

$H_{ht} \leq 10,25 - 0,24 - 0,60 - 2,84 = 6,57$ m

Như vậy bơm được thiết kế đặt ở độ cao 5 m so với mực nước ở bể hút là đạt yêu cầu.

CHƯƠNG 2

PHÂN LOẠI BẰNG PHƯƠNG PHÁP CƠ HỌC CHẤT LỎNG, THỦY ĐỘNG LỰC HỌC TẦNG SÔI, KHUẤY TRỘN TRONG MÔI TRƯỜNG LỎNG

NHỮNG CÔNG THỨC TÍNH

QUÁ TRÌNH LẮNG

A- Lắng dưới tác dụng trọng lực (phòng lắng bụi, thùng lắng chất lỏng).

1. Khi trị số $Re < 0,2$, $Ar < 3,6$; $Ly < 2.10^{-3}$ nghĩa là theo chế độ chảy dòng của quá trình lắng, để tính tốc độ lắng những hạt hình cầu, Stốc đã tìm ra công thức sau đây bằng lý thuyết[1]:

$$\omega_{oc} = \frac{d^2(\rho - \rho_c)g}{18\mu_c}, \text{ m/s} \qquad (2.1)$$

Để lắng những hạt trong môi trường khí, công thức (2.1) được đơn giản hóa:

$$\omega_{oc} = \frac{d^2\rho g}{18\mu_c}, \text{ m/s} \qquad (2.2)$$

Bởi vì trường hợp này trị số ρ_c không đáng kể so với ρ.

Trong hai công thức (2.1) và (2.2):

- d - Đường kính hạt hình cầu, m
- ρ - Khối lượng riêng của hạt, kg/m^3
- ρ_c - Khối lượng riêng của môi trường, kg/m^3
- μ_c - Độ nhớt của môi trường N s/m^2

2. Cách xác định tốc độ lắng của những hạt đều nhau hình cầu trong môi trường đứng

(1) Trong thực tế có thể dùng công thức Stốc khi $Re > 0,2$ (đến $Re = 1$).

yên không giới hạn theo phương pháp chung thuận lợi cho bất cứ chế độ lắng nào như sau:

a) Xác định chuẩn số Ác-si-mét

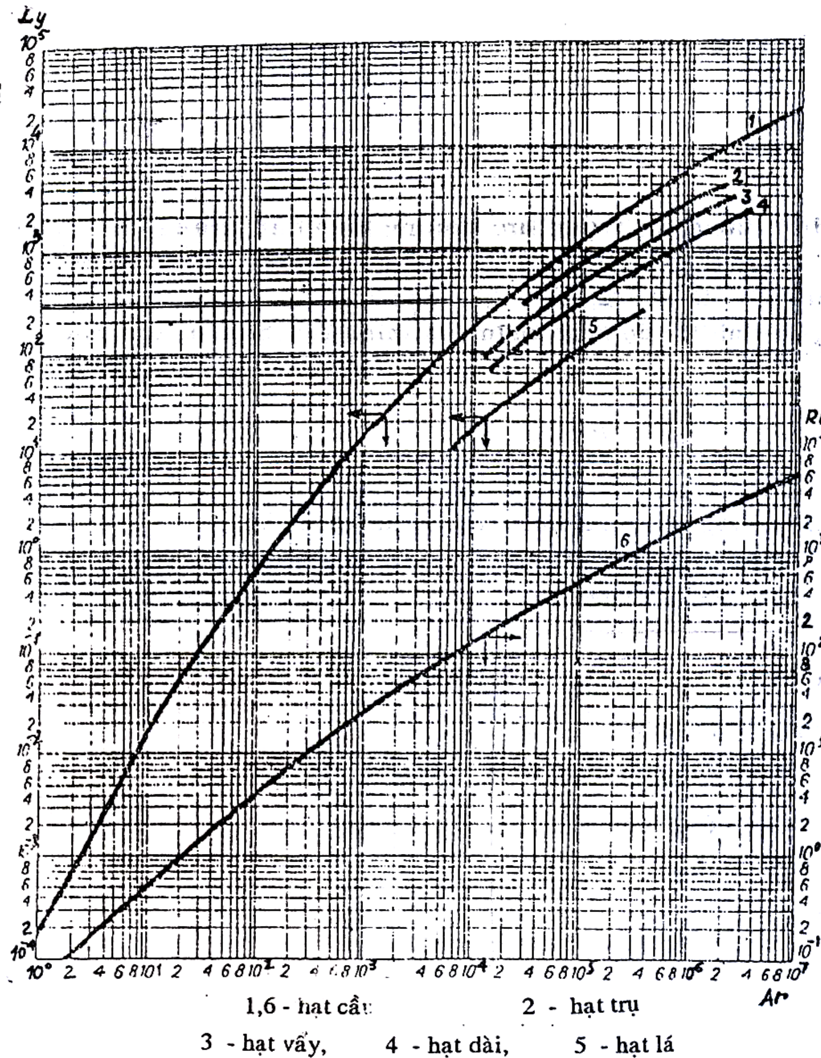
$$Ar = \frac{Re^2(\rho - \rho_c)}{Fr \cdot \rho_c} = \frac{d^3(\rho - \rho_c)\rho_c \cdot g}{\mu_c^2} \tag{2.3}$$

Khi lắng trong môi trường khí:

$$Ar = \frac{d^2 \cdot \rho \cdot \rho_c \cdot g}{\mu_c^2};$$

b) Dùng trị số của chuẩn số Ar đã tìm được, xác định trị số của chuẩn Re (hình 2.1), Ly, Ar.

e: đây là đồ thị
nên khi tra
n lưu ý.



1,6 - hạt cầu 2 - hạt trụ

3 - hạt vẩy, 4 - hạt dài, 5 - hạt lá

Hình 2.1.

Sự phụ thuộc giữa các chuẩn số Re, Ly và Ar

Cho quá trình lắng

c) Tính tốc độ lắng:

$$\omega_{oc} = \frac{Re\mu_c}{d\rho_c} \tag{2.4}$$

Có thể dùng chuẩn số Li-a-sen-cô để tìm tốc độ lắng:

$$Ly = \frac{Re^3}{Ar} = \frac{Re.Fr.\rho_c}{(\rho - \rho_c)} = \frac{\omega_{oc}^3\rho_c^3}{\mu_c(\rho - \rho_c)g} \tag{2.5}$$

hay là (nếu môi trường là chất khí):

$$Ly = \frac{\omega_{oc}^3\rho_c^3}{\mu_c\rho g}; \quad \text{khi đó} \quad \omega_{oc} = \frac{Ly.\mu_c.(\rho - \rho_c).g}{\rho_c^2}$$

Cũng theo hình vẽ 2.1 xác định chuẩn số Li-a-sen-cô phụ thuộc theo chuẩn số Ác-simét.

3. Đối với những hạt có hình dạng bất kỳ, tốc độ lắng cũng được xác định theo chuẩn số Li-a-sen-cô, nhưng cần thay thế d trong chuẩn Ác-simét bằng d_e (đường kính tương đương)

Đường kính tương đương d_e của hạt có dạng bất kỳ được xem như đường kính của một hình cầu giả định có thể tích bằng thể tích của một vật có dạng bất kỳ:

$$d_e = \sqrt[3]{\frac{6}{\pi}V} = 1{,}24\sqrt[3]{\frac{M}{\rho}}; \quad \text{M khối lượng hạt (kg)} \tag{2.6}$$

4. Bằng phương pháp đảo ngược có thể tìm được đường kính của những hình cầu đã lắng, nghĩa là tính từ đầu chuẩn số Li-a-sen-cô.

$$Ly = \frac{\omega_{oc}^3\rho_c^2}{\mu_c(\rho - \rho_c)g^2}$$

và dùng chuẩn số Li-a-sen-cô đã tìm được, tìm trị số chuẩn số Ar (hình 2.1); với trị số này theo công thức (2.3) tính đường kính của hạt hình cầu.

Biết được trị số chuẩn số, Ar tra được chuẩn số Re ở đồ thị hình 2.1, từ đó có thể xác định đường kính hạt hình cầu.

5. Xác định đường kính tương đương của hạt chất rắn có dạng bất kỳ theo phương pháp trên nếu biết được tốc độ lắng. Trước hết xác định chuẩn số Ly theo công thức 2.5, sau đó tìm trị số chuẩn số Ar từ hình 2.1 đối với hạt có dạng tương ứng và tính đường kính tương đương của chúng:

Sự phụ thuộc giữa các chuẩn số Re, Ly và Ar

$$d_e = \sqrt[3]{\frac{Ar\mu_c^3}{(\rho - \rho_c)\rho_c.g}} \tag{2.7}$$

6. Diện tích lắng của phòng lắng bụi hay thùng lắng nước đối với huyền phù được xác định theo công thức:

$$F_{oc} = \frac{V_{giây}}{\omega'_{oc}}, m^2 \qquad (2.8)$$

Trong đó:

$V_{giây}$ - lưu lượng khí (chất lỏng) cần thiết qua thiết bị song song với bề mặt lắng m^3/s.

ω'_{oc} - tốc độ lắng thực của phần tử, m/s

Sự tương quan giữa tốc độ lắng thực của nhiều hạt ω'_{oc} và tốc độ lắng của 1 hạt ω_{oc} phụ thuộc vào nồng độ thể tích của huyền phù [2.2].

Trường hợp tính toán phỏng chừng coi sự khác nhau giữa điều kiện lắng thực và điều kiện lắng lý thuyết (lắng nhiều hạt, dạng hạt, chuyển động của môi trường) không đáng kể thì tốc độ lắng thực thường thường bằng 1/2 tốc độ lắng lý thuyết của 1 hạt hình cầu.

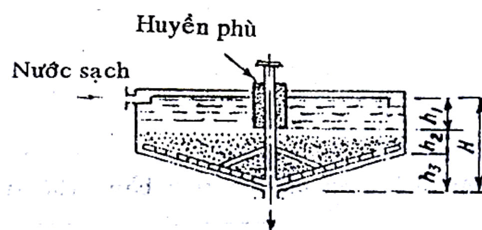
$$\omega'_{oc} = 0{,}5\omega_{oc}$$

7. Nếu dùng thùng lắng nước liên tục để lắng chất huyền phù (hình 2.2) công thức (2.8) có dạng:

$$F_{oc} = \frac{G_H\left(1 - \frac{C_H}{C_{cr}}\right)}{\rho_o\omega'_{oc}}, m^2 \qquad (2.9)$$

hay là:

$$F_{oc} = \frac{V_o(x_{cr} - x_H)}{\omega'_{oc}x_{cr}}, m^2 \qquad (2.10)$$



Hình 2-2
Thùng lắng làm việc liên tục

trong đó: F_{oc} - diện tích lắng - m^2

G_H - Lưu lượng cần thiết ban đầu của huyền phù kg/s.

C_H - Nồng độ khối lượng của pha rắn trong huyền phù ban đầu kg/kg.

C_{cr} - Nồng độ khối lượng của pha rắn trong huyền phù đặc (bã) kg/kg.

ρ_o - Khối lượng riêng của nước trong kg/m^3.

V_o - Thể tích cần thiết của pha lỏng, được chứa ở trong huyền phù ban đầu.

x_H - Nồng độ của huyền phù ban đầu, $\frac{\text{kg pha rắn}}{\text{kg pha lỏng}}$

x_{cr} - Nồng độ huyền phù đặc, $\frac{\text{kg pha rắn}}{\text{kg pha lỏng}}$

Các đặc trưng cơ bản của thùng lắng nước chỉ dẫn trong bảng 20.

B. Lắng dưới tác dụng của lực ly tâm (xy-cơ-lôn)

8. Những kích thước cơ bản của xy-cơ-lôn (hình 2.3) thường được xác định theo đường

kính D của nó. Đối với những xy-cơ-lôn phổ biến kiểu NHOGAS những kích thước này, (tính theo tỷ lệ của đường kính D) được chỉ dẫn trong bảng 2.1 [3.5].

9. Xác định đường kính của xy-cơ-lôn theo tốc độ của khí ω_k qua tiết diện ngang của phần hình trụ xy-cơ-lôn.

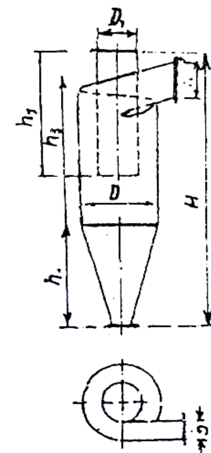
$$D = \sqrt{\frac{V_{giây}}{0,785\omega_k}} \qquad (2.11)$$

Trong đó:

$V_{giây}$ - lưu lượng khí cần thiết của xy-cơ-lôn m^3/s

Vận tốc ω_k xác định từ công thức (2.12) bằng cách cho trước giá trị $\frac{\Delta p}{\rho}$.

Có thể lấy $\omega_k = 2,5 \div 4$ m/s.



Hình 2.3. Xy -cơ-lôn kiểu NHOGAS

10. Sức cản thủy lực của xy-cơ-lôn tính theo phương trình:

$$\Delta p = \xi \frac{\omega_k^2 \rho}{2}, \text{ Pa} \qquad (2.12)$$

Trong đó: ξ - Hệ số cản của xy-cơ-lôn không có thứ nguyên.

ρ - Khối lượng riêng của khí qua xy-cơ-lôn, kg/m^3

Trị số hệ số cản của các xy-cơ-lôn kiểu NHOGAS:

SN24	SN15	SN14
60	160	250

Bảng 2.1
Các kiểu xy-cơ-lôn

Kích thước m	SN24	SN15	SN14
Đường kính ống ra D_1	0,6	0,6	0,6
Chiều rộng ống vào b	0,26	0,26	0,26
Chiều cao ống vào h_1	1,11	0,66	0,48
Chiều cao ống ra h_2	2,11	1,74	1,56
Chiều cao phần hình trụ h_s	2,11	2,26	2,08
Chiều cao phần hình nón h_1	1,75	2,0	2,0
Chiều cao chung xy-cơ-lôn H	4,26	4,56	4,38
Góc nghiêng của ống vào α	24°	15°	11°

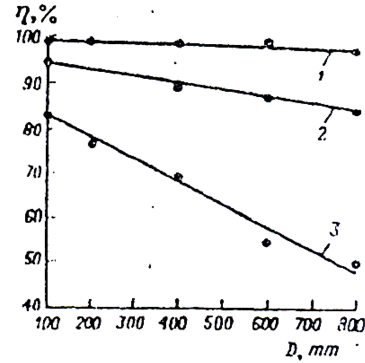
11. Mức thu hồi bụi trong cyclôn η không những phụ thuộc vào tính chất của bụi,

đường kính xy-cơ-lôn mà còn phụ thuộc tốc độ khí ω_k, tức là phụ thuộc tỷ số $\frac{\Delta p}{\rho}$ [tương ứng công thức (2.12)].

Theo số liệu thực nghiệm đối với những xy-cơ-lôn kiểu NHOGAS, trị số $\frac{\Delta p}{\rho}$ nằm trong giới hạn 550 đến 750 m^2/s^2.

Sự phụ thuộc giữa mức thu hồi bụi η và đường kính D của xy-cơ-lôn theo đường kính d khác nhau của các hạt bụi chỉ dẫn ở hình 2.4.

Đồ thị lập cho bụi có khối lượng riêng 2300 kg/m^3 khi $\frac{\Delta p}{\rho} = 740 m^2/s^2$



1-d = 15 μm; 2-d = 10 μm; 3-d = 3 μm

Hình 2.4 Mức thu hồi bụi trong xy-cơ-lôn kiểu SN15

QUÁ TRÌNH LỌC

12. Khi áp suất Δp = hằng số, thể tích nước lọc V đi qua $1m^2$ bề mặt lọc và thời gian lọc τ liên quan với nhau bởi phương trình:

$$V^2 + 2VC = K\tau \quad (2.13)$$

trong đó:

V - thể tích nước lọc (trên $1m^2$ bề mặt lọc) đi qua máy lọc trong thời gian τ, m^3/m^2;

C - hằng số lọc, chỉ sức cản thủy lực của vách lọc (vách lọc (vách ngăn) (vải), m^3/m^2;

K - hằng số lọc, tính đến chế độ của quá trình lọc và tính chất hóa lý của bã và chất lỏng [xem công thức (2.15)], m^2/s;

τ - thời gian lọc, s.

Hằng số K và C được xác định bằng thí nghiệm.

13. Vận tốc lọc trong thời gian cho biết, được xác định bằng phương trình:

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{K}{2(V + C)}, \; m^3/m^2s \quad (2.14)$$

Theo phương trình này có thể tính vận tốc rửa bã của nước rửa, nếu độ nhớt của nước rửa cũng như độ nhớt của nước lọc và nếu nước rửa này đi qua máy lọc cùng chiều với nước lọc. Trong những điều kiện đó vận tốc rửa bằng vận tốc lọc ở thời gian cuối.

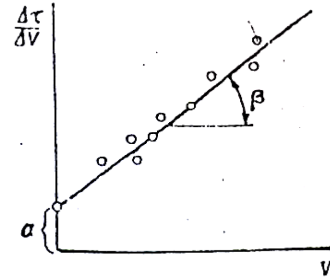
Phương trình (2.14) được biến đổi:

$$\frac{d\tau}{dV} = \frac{2}{K}V + \frac{2C}{K}$$

biểu thị sự phụ thuộc theo đường thẳng giữa các đại lượng $\frac{d\tau}{dV}$ và V, được dùng để xác định hằng số C và K theo các số liệu thực nghiệm. Muốn thế các hoành độ ghi các trị số đo được V_1, V_2... và trên tung độ ghi những biến số tương ứng $\frac{\Delta\tau_1}{\Delta V_1}, \frac{\Delta\tau_2}{\Delta V_2}, ...$ với những điểm tìm được bằng thực nghiệm. vì đường thẳng (hình 2.5) và sau đó ta tìm được K và C theo các phương trình:

$$tg\beta = \frac{2}{K}$$

$$m = \frac{2C}{K}$$



Hình 2.5. Sự phụ thuộc của $\frac{\Delta\tau}{\Delta V}$ đối với V.

14. Hằng số lọc K đối với $1m^2$ bề mặt lọc khi Δp = const liên hệ với sức cản riêng của bã theo phương trình [2.4]:

$$K = \frac{2\Delta p}{\mu cr}, \quad m^2/s \tag{2.15}$$

trong đó: Δp - Sự thay đổi áp suất trong máy

μ - Độ nhớt của nước lọc, Pa.s

r - Sức cản riêng của bã (tính cho lượng chất rắn khô chứa trong 1 kg bã), m/kg

c - Khối lượng chất rắn khô bám trong máy lọc khi nước lọc qua bề mặt lọc kg/m^3.

15. Trị số c có thể biểu thị bằng nồng độ huyền phù lọc như sau (xem ví dụ 2.12).

$$c = \frac{\rho x}{1 - mx}, \; kg/m^3 \tag{2.16}$$

Trong đó: ρ - Khối lượng riêng của nước lọc kg/m^3

x - Nồng độ khối lượng pha rắn trong huyền phù kg/kg

m - Khối lượng của bã ướt trong đó có chứa 1 kg vật liệu khô kg/kg.

Khi thay thế trị số c trong phương trình (2.15), ta nhận được công thức của hằng số K:

$$K = \frac{2\Delta p(1 - mx)}{\mu . r . \rho . x}, \quad m^2/s \tag{2.17}$$

Nếu biết được hằng số lọc K thì có thể tìm được sức cản riêng r của bã theo phương trình (2.15) đã được giải đối với r:

$$r = \frac{2\Delta p(1 - mx)}{K.\mu\rho x}, \quad m/kg \text{ bã khô Q} \tag{2.18}$$

16. Hằng số lọc C đặc trưng cho sức cản của vách lọc (vải) đối với $1m^2$ bề mặt máy lọc khi hằng số $\Delta p = const$ được xác định theo biểu thức [2.4]:

$$C = \frac{r_{TK}}{r.c}, \quad m^3/m^2 \tag{2.19}$$

hay xác định tương ứng với phương trình (2.16):

$$C = \frac{r_{TK}(1 - mx)}{r.\rho.x} \tag{2.20}$$

Trong đó: r_{TK} - Sức cản riêng của vải lọc (cho $1m^2$ bề mặt), m/m^2

r - Sức cản riêng của bã , m/kg

Do đó, nếu trị số hằng số lọc C đã biết thì sức cản riêng vải lọc có thể tính theo công thức:

$$r_{TK} = \frac{C.r.\rho.x}{1 - mx}, \quad m/m^2 \tag{2.21}$$

17. Nồng độ của nước rửa tại một thời điểm bất kỳ lấy gốc thời gian từ khi bắt đầu giai đoạn rửa [(1)] (khuếch tán) có thể tính theo phương trình[(2)]:

$$C = C_{1.e}^{-K.\omega.\tau/\delta} \tag{2.22}$$

Trong đó:

C_1 - Nồng độ nước rửa lúc quá trình bắt đầu.

e - Cơ số lô-ga-rít tự nhiên (e = 2,718).

K - Hệ số, chỉ tính chất lý hóa của bã và nước rửa, kể cả chế độ rửa (tìm được bằng thực nghiệm).

ω - Cường độ riêng của sự rửa hay vận tốc nước rửa, $m^3/m^2.s$

τ - Thời gian rửa, s

δ - Bề dày lớp bã , m

Sau khi tính bằng lô-ga-rít phương trình (2.22) có dạng:

$$\frac{\tau_2 - \tau_1}{\lg C_1 - \lg C_2} = \frac{2,3\delta}{K.\omega} \tag{2.23}$$

Trong đó:

τ_1 - Thời gian đầu và τ_2 - thời gian cuối khi sự quan sát tại một giai đoạn bất kì của

(1) Trong thời kỳ đầu tiên của sự rửa có quá trình khuyếch tán chất hòa tan trong nước rửa và tách chất hòa tan đó khỏi nước; trong thời kỳ đầu đó cũng chỉ có nước trong của nước rửa chảy qua các lỗ lớp bã.

(2) L.M. Ba-tu-nhe, K.C. Phê-đô-rốp - Phương pháp tính sự rửa các chất kết tủa, O-bô-rôn-ghi-dơ 1939.

quá trình rửa khuếch tán.

C_1 và C_2 - nồng độ nước rửa tương ứng.

Từ phương trình (2.22) và (2.23) có thể tìm thời gian rửa τ, tức là thời gian cần để làm thay đổi nồng độ của vật rửa ở trong bã và cả trị số hệ số K. Trong thí dụ 2.20 đã tính hệ số K trên cơ sở những số liệu thực nghiệm.

18. Lượng chất khô G trong bã nhận được trong máy lọc phụ thuộc theo lượng nước lọc thu được V, khối lượng riêng ρ của nước lọc, thành phần của pha rắn trong huyền phù x, độ ẩm của bã (được biểu thị bởi tỷ số khối lượng, tấn) và có thể tính theo công thức: (2.24)

$$G = V.c = V\frac{\rho x}{1 - mx}, \text{ kg} \qquad (2.24)$$

19. Nồng độ x của pha rắn trong huyền phù phụ thuộc theo khối lượng riêng ρ_c của huyền phù biểu thị bởi công thức:

$$x = \frac{(\rho_c - \rho)\rho_{TB}}{(\rho_{TB} - \rho)\rho_c} \qquad (2.25)$$

Khối lượng riêng của huyền phù có thể tính theo công thức:

$$\rho_c = \frac{n + 1}{\dfrac{1}{\rho_{TB}} + \dfrac{n}{\rho}} = \frac{\rho(1 + n)\rho_{TB}}{\rho + \rho_{TB} \cdot n} \qquad (2.26)$$

Trong các công thức trên:

x - Nồng độ khối lượng của pha rắn trong huyền phù, kg/kg.

ρ_c - Khối lượng riêng của huyền phù kg/m^3

ρ - Khối lượng riêng của pha lỏng kg/m^3

ρ_{TB} - Khối lượng riêng của pha rắn kg/m^3

n - Khối lượng pha lỏng trong huyền phù trên một đơn vị khối lượng của pha rắn (R : L = 1 : n)

Theo công thức (2.26) có thể tính khối lượng riêng của bã ướt, xem bã này như huyền phù đặc.

20. Muốn tính máy lọc hình túi đối với các khí phải xác định bề mặt cần thiết của máy lọc theo công thức:

$$F = \frac{V}{V_{yg}}, \text{ m}^2 \qquad (2.27)$$

Trong đó:

V - Lưu lượng của khí có bụi, m^3/phút

V_{yg} - Lưu lượng riêng của khí có bụi đối với $1m^2$ bề mặt vải lọc m^3/m^2 phút.

Trị số V_{yg} thường bằng 0,2 – $1m^3/m^2$.phút, nếu khi thu hồi những hạt bụi lớn trị số đó có thể tới $2,5m^3/m^2$.phút.

PHƯƠNG PHÁP LỌC LY TÂM

21. Trong lọc ly tâm, lực ly tâm tạo thành được xác định theo phương trình:

$$C = \frac{Mn^2}{R} = M\omega^2 R \text{ (N)} \tag{2.28}$$

Trong đó: M - Khối lượng bã và chất lỏng trong thùng máy lọc ly tâm, kg

R - Bán kính của thùng, m

n - Số vòng quay trong một giây của máy lọc ly tâm

Áp suất lọc trong khi lọc ly tâm:

a) Tính gần đúng bằng:

$$\Delta P_{LT} = \frac{C}{F}, \quad \text{Pa} \tag{2.29}$$

Trong đó: C - Lực ly tâm tính theo phương trình (2.28).

$F = \pi DH$ - Bề mặt lọc trung bình m^2

D - Đường kính trong của thùng máy lọc ly tâm, m

H - Chiều cao của thùng (trong máy lọc ly tâm tác dụng gián đoạn và bán liên tục), m.

b) Tính chính xác bằng:

$$\Delta P_{LT} = 20\rho_c(R_2^2 - R_1^2).n^2, \text{ Pa} \tag{2.30}$$

Trong đó: ρ_c - Khối lượng riêng của huyền phù kg/m^3.

R_1 - Bán kính trong của lớp chất lỏng, m.

R_2 - Bán kính trong của thùng, m.

n - Số vòng quay máy lọc ly tâm trong 1 giây

22. Yếu tố phân ly trong máy lọc ly tâm là tỷ số giữa gia tốc của lực ly tâm và gia tốc trọng trường [(1)]

$$f = \frac{C}{P} = \frac{u^2}{R_g} = \frac{\omega^2 R}{g} \approx \frac{Rn^2}{900} \tag{2.31}$$

Trong đó: u - Vận tốc quay của thùng m/s,

---

(1) Yếu tố phân ly là dạng thay đổi của chuẩn số Phơ-rút (ly tâm) $Fr_{LT} = \frac{D_n^2}{g}$

R - Bán kính thùng, m;

ω - Tốc độ góc, 1/s

n - Số vòng quay trong một phút.

23. Vận tốc lọc khi dùng lọc ly tâm có thể biểu diễn dưới dạng tổng quát của quy luật thủy lực học:

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{\Delta p_{LT}}{R_{LT}}$$

Trong đó:

Δp_{LT} - Sự thay đổi áp suất khi lọc ly tâm;

$R = R_{oc} + R_{TK}$ - Sức cản chung khi lọc ly tâm bằng tổng số sức cản của bã và vách lọc.

Trị số sức cản và có thể tính theo các phương trình của các cách lọc điển hình hay xác định bằng thực nghiệm.

24. Chiều sâu của phễu chất lỏng được tạo thành khi thùng máy lọc ly tâm quay tính theo công thức:

$$h = 2n^2R^2, \quad m \tag{2.32}$$

Trong đó: n - Số vòng quay của thùng trong một giây.

R - Bán kính thùng, m.

Theo công thức đó có thể tính được cả chiều sâu hình phễu trong các thiết bị có bộ phận khuấy.

25. Công suất tiêu thụ trong thời kỳ mở máy đối với các máy lọc ly tâm làm việc gián đoạn tính theo các công thức sau đây:

a) Công suất tiêu thụ để thắng quán tính của thùng và vật chứa:

Công chi phí để thắng quán tính của thùng trong thời kỳ mở máy:

$$T_1 = \frac{\omega_2^2 M\sigma}{2g}, (J) \tag{2.33}$$

Trong đó: ω_2 - Vận tốc tiếp tuyến của thùng được qui định để đạt tới số vòng quay cần thiết (trên bề mặt ngoài của thiết bị với bán kính R_2), m/s;

$M\sigma$ - Khối lượng thùng, kg.

Công chi phí để thắng lực quán tính vật chứa trong thời kỳ mở máy:

$$T_2 = \frac{0,75\omega_1^2\rho V}{4}, J \tag{2.34}$$

Trong đó: ω_1- Vận tốc quay của thùng

$$\omega_1 = \frac{\pi.n.R_1}{30}, m/s \ (R_1 \text{ - bán kính trong của thùng})$$

ρ - Khối lượng riêng vật chứa kg/m^3

V - Thể tích toàn phần thùng máy lọc ly tâm bằng $\pi R_1^2 H$, m^3.

Thể tích vật liệu chứa trong thùng máy lọc ly tâm được lấy bằng 1/2 thể tích toàn phần của thùng.

Công suất tiêu thụ để thắng quán tính thùng và vật liệu chứa trong thùng ở thời kỳ mở máy;

$$N_1 = \frac{T_1 + T_2}{\tau}, \quad W \tag{2.35}$$

Trong đó: τ - Thời gian mở máy, s. Theo số liệu thực nghiệm τ bằng khoảng từ 1 đến 3 phút

b) Công suất chi phí (tiêu thụ) để thắng ma sát của trục trong vòng bi:

$$N_2 = \lambda . M . \omega_B . g ; \quad W \tag{2.36}$$

Trong đó:

λ - Hệ số ma sát bằng 0,07-0,01[(1)]

M - Khối lượng chung tất cả các bộ phận quay của thùng lọc ly tâm kể cả vật liệu chứa ở trong, kg.

ω_B - Vận tốc quay của ngõng trục m/s.

c) Công suất chi phí để thắng ma sát của vách thùng đối với không khí:

$$N_3 = 2{,}94.10^{-3} . \beta . R_2^2 . \omega_2^3 . \rho_B, \quad W \tag{2.37}$$

Trong đó: ρB - Khối lượng riêng của không khí kg/m^3;

β - Hệ số cản, trung bình bằng 2,3.

d) Công suất tiêu thụ toàn phần của máy lọc ly tâm làm việc gián đoạn trong thời kỳ mở máy:

$$N_T = N_1 + N_2 + N_3, \quad W \tag{2.38}$$

Nếu tính cả hiệu suất của bộ phận truyền động thì công suất tiêu thụ là:

$$N = \frac{N_T}{\eta_p}, \quad W \tag{2.39}$$

Công suất qui định của môtơ dùng chạy máy lọc ly tâm nên chọn với lượng dự trữ khoảng 10-20%. Đối với các vòng bi thường dùng có bạc để bôi trơn. Đối với vòng bi cầu $\lambda = 0{,}03$.

26. Tính chiều dày vách thùng máy lọc ly tâm hay kiểm tra sức bền của vách thùng theo phương trình:

---

(1) Đối với các vòng bi thường dùng có bạc để bôi trơn. Đối với vòng bi cầu $\lambda = 0{,}03$.

$$K_z = \frac{C_1 + C_2}{2f}, \text{ Pa} \qquad (2.40)$$

Trong đó:

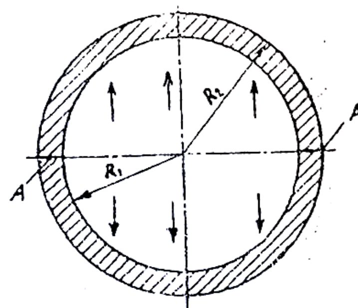
K_z - Ứng suất phá vỡ cho phép của vật liệu làm thùng

f - Bề mặt tiết diện ngang của vách thùng, bởi vì lực phá vỡ tác dụng lên phần trái và phần phải của tiết diện bằng 2f (hình 2.6).

C_1 - Lực ly tâm của nửa vách thùng, N

C_2 - Lực ly tâm của nửa vật chứa, N.

Trị số C_1 và C_2 tính theo phương trình (2.28); trong trường hợp này khoảng cách từ trọng tâm vành khăn đến trục quay xác định theo công thức:



Hình 2.6. Sơ đồ những lực tác dụng trong thùng máy lọc ly tâm

$$R = \frac{4}{3\pi}\left(\frac{R_2^3 - R_1^3}{R_2^2 - R_1^2}\right), \text{ m} \qquad (2.41)$$

Trong đó:

R_1 - Bán kính trong của vành khăn, m.

R_2 - Bán kính ngoài của vành khăn, m.

27- Năng suất (thể tích huyền phù cho vào thùng) máy lắng ly tâm có dao cạo vật kết tủa kiểu AOG theo chế độ lắng dòng được xác định bằng phương trình biến dạng (2.8):

$$V_{giây} = F' . \omega . \eta, \text{ m}^3/\text{s}$$

Trong đó:

$F' = 2\pi r_o L$ - Bề mặt lọc bên ngoài của huyền phù trong thùng m^2.

r_o - Bán kính trong của lớp huyền phù, m

L - Chiều dài thùng, m.

$\omega = \omega_{oc} f$ - Vận tốc lắng của các hạt dưới tác dụng của lực ly tâm m/s.

ω_{oc} - vận tốc lắng của các hạt dưới tác dụng của trọng lực m/s.

f - Yếu tố phân ly xác định theo bán kính r_o.

η - Hệ số chỉ tỷ số tăng năng suất thực và lý thuyết của máy lọc ly tâm, lấy bằng 0,4 -0,5 trong trường hợp thiếu số liệu thực nghiệm; hệ số đó phụ thuộc sự trượt của chất lỏng đối với thùng, kể cả hiện tượng xoáy làm cho khó lắng.

Công thức (2.41) có thể biến đổi thành dạng tiện lợi để tính toán:

$$V_{giờ} = 25{,}3\eta L n^2 r_o^2 \omega_{oc} k,\ (m^3/giờ) \qquad (2.42)$$

Trong đó: k - Tỷ số thời gian chuyển huyền phù (thời gian lọc ly tâm thuần túy) với thời gian làm việc chung của máy ly tâm.

Năng suất V (m^3/h) tính theo huyền phù của máy lắng ly tâm (lắng liên tục nằm ngang có dao cạo bã bằng với tải) xác định theo công thức:

$$V = 3{,}5\frac{D_u^2 L_u(\rho - \rho_c)d^2 u^2}{\mu}$$

D_u và L_u - Đường kính và chiều dài hình trụ chất lỏng tạo ra khi ly tâm, m

ρ và ρ_c - Khối lượng riêng bã và huyền phù, kg/m^3

d - Đường kính nhỏ nhất hạt rắn có thể lắng được, m.

n - Số vòng quay của rôto, v/ph

μ - Độ nhớt của huyền phù, Pa.s.

28.- Năng suất máy lắng ly tâm siêu tốc loại ống (có bộ phận cung cấp) xác định theo biểu thức sau:(1)

$$V \le \frac{\omega V}{h} 3.600,\ m^3/giờ \qquad (2.43)$$

Trong đó:

ω - Vận tốc lắng của các hạt trong trường ly tâm m/s

$V = 0{,}785(D^2 - D_o^2)L$ - Thể tích chất lỏng trong thùng, m^3

h - Thể tích chất lỏng trong thùng, m^3

L - Chiều dài phần làm việc của thùng, m.

D - Đường kính trong của thùng, m.

D_o - Đường kính ống lấy nước vào, m.

Điều kiện làm việc tốt của máy lắng ly tâm siêu tốc (không cuốn theo hạt) có đường kính đã biết trước là khi dòng nước trong thùng chuyển động theo chế độ dòng ($Re \le 350$). Khi trị số lớn cần tăng chiều dài thùng.

THỦY ĐỘNG LỰC HỌC TẦNG LƠ LỬNG (TẦNG SÔI)

29.- Đối với lớp hạt rắn không chuyển động, độ xốp, tức là tỷ lệ phần thể tích không chiếm chỗ của pha rắn được xác định:

---

(1) V.I. Xô-cô-lốp, Máy lắng ly tâm siêu tốc, Nhà xuất bản hóa học quốc gia, 1949.

$$\varepsilon_o = \frac{V - V_{Hạt}}{V_{Hạt}} \tag{2.44}$$

Trong trường hợp khối lượng riêng của môi trường rất nhỏ so với khối lượng riêng của hạt thì:

$$\varepsilon_o = 1 - \frac{\rho}{\rho_{hạt}} \tag{2.44a}$$

Ở đây: $V_{hạt}$ và V - Thể tích các hạt chiếm chỗ và thể tích của cả khối hạt (m^3)

$\rho_{Hạt}$ và ρ - Khối lượng riêng của hạt và khối lượng riêng xốp của lớp hạt kg / m^3.

Trong thực tế độ xốp của lớp hạt không chuyển động có dạng hạt cầu, cùng đường kính, dao động trong khoảng từ 0,38 ÷ 0,42 trong tính toán có thể lấy giá trị trung bình là 0,4

Độ xốp của lớp hạt rắn ở trạng thái tầng sôi:

$$\varepsilon = \frac{V_u - V}{V_u} \tag{2.45}$$

Ở đây: V_u - Thể tích lớp tầng sôi, m^3

30. Điều kiện chuyển lớp hạt rắn ở trạng thái không chuyển động sang trạng thái tầng sôi là khi có sự cân bằng giữa lực tạo ra do áp suất của môi trường (xuất hiện khi có sự thay đổi áp suất theo chiều cao lớp hạt) và khối lượng lớp hạt tính trên một đơn vị diện tích mặt cắt ngang.

Đặc tính thủy động lực học cơ bản của lớp tầng sôi (khi khối lượng vật chất trong đó không đổi) biểu thị bằng hằng số:

$$\Delta P_u = g \,.\, G_u / s = const \tag{2.46}$$

Ở đây: G_u - Khối lượng vật liệu trong tầng sôi (kg)

s - Diện tích tiết diện cắt ngang (m^2)

Độ giảm áp (Pa) của dòng khí khi đi qua lớp tầng sôi xác định theo phương trình:

$$\Delta p_u = (\rho - \rho_c)g(1 - \varepsilon)h = (\rho - \rho_c)g(1 - \varepsilon_o)h_o \tag{2.47}$$

Ở đây: h và h_o - Chiều cao lớp tầng sôi và lớp hạt không chuyển động (m).

ρ và ρ_c - Khối lượng riêng hạt rắn và môi trường, kg/m^3. Khi môi trường là khí thì $\rho >> \rho_c$ lúc đó tính gần đúng:

$$\Delta p_u = \rho g(1 - \varepsilon)h = \rho g(1 - \varepsilon_o)h_o \tag{2.47a}$$

Độ giảm áp (Pa) trong lưới phân phối khí có thể xác định theo phương trình:

$$\Delta p_r = \frac{0,503\omega_o^2(1 - \varphi^2)\rho_c}{C^2} \tag{2.48}$$

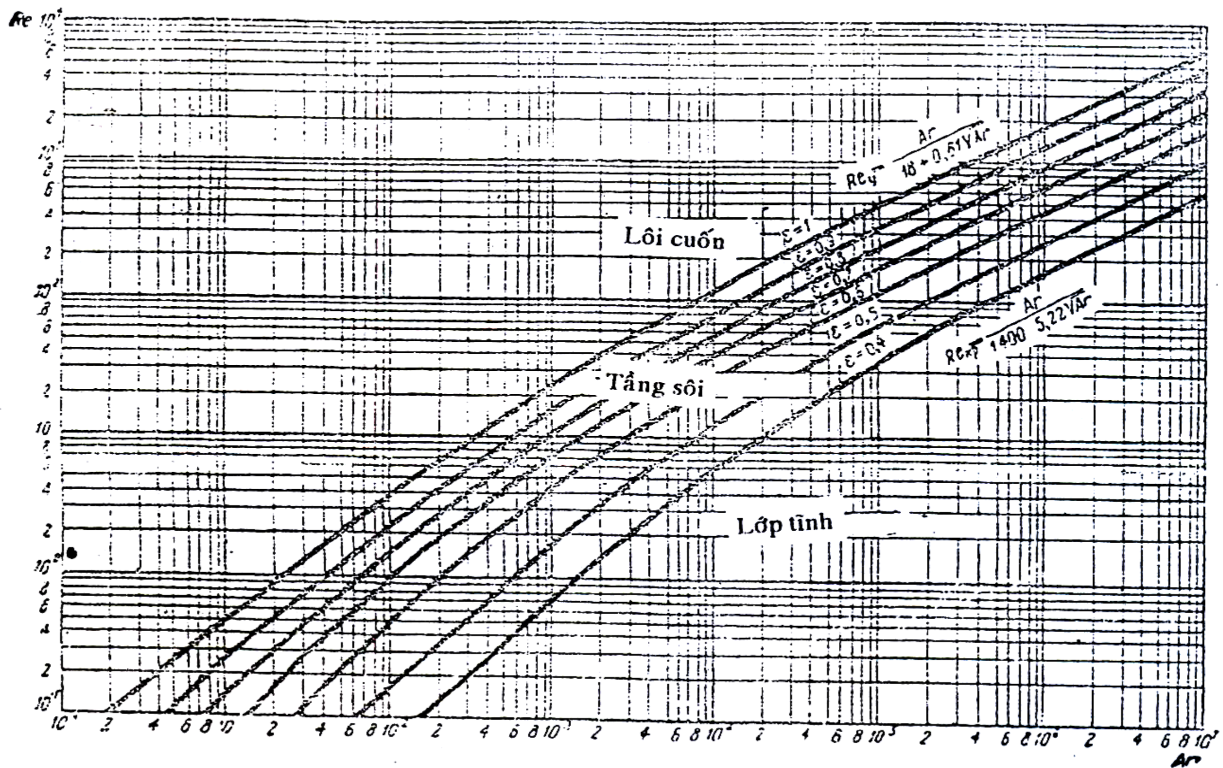
Ở đây: φ tỷ lệ phần trống của lưới, thường nằm trong khoảng 0,01 ÷ 0,05.

$\omega_o = \omega / \varphi$ - Vận tốc dòng ở lỗ lưới (m/s)

ω - Vận tốc dòng trong toàn bộ tiết diện thiết bị (m/s)

C - Hệ số từ lực của lưới, phụ thuộc vào tỷ số d_o / δ.

Xác định theo đồ thị (hình 2.7); d_o - Đường kính lỗ lưới (m); δ - Chiều dày lưới (m).



Hình 2.7. Sự phụ thuộc của chuẩn số Re với chuẩn số Ar

31. Vận tốc dòng khi lớp vật liệu chuyển từ trạng thái không chuyển động sang trạng thái tầng sôi gọi là vận tốc tới hạn. Vận tốc tới hạn đối với lớp hạt hình cầu đường kính giống nhau xác định theo công thức từ phương trình (2.13):

$$Re_{kp} = \frac{Ar}{1400 + 5{,}22\sqrt{Ar}} \qquad (2.49)$$

Phương trình này được tính với độ xốp trung bình của lớp hạt không chuyển động $\varepsilon_0 = 0{,}4$, có sai số là ± 20%. Trong đó

$$Re_{kp} = \frac{\omega_{kp} \cdot d}{\nu_c}; \; Ar = \frac{Re^2(\rho - \rho_c)}{Fr \cdot \rho_c} = \frac{d^3(\rho - \rho_c)g}{\nu_c^2 \rho_c} = \frac{d^3\rho_c(\rho - \rho_c)g}{\mu^2}$$

ω_{kp} - Vận tốc tới hạn của dòng trong toàn bộ chiều ngang thiết bị (m/s)

d - Đường kính của hạt (m)

ρ và ρ_c - Khối lượng riêng của hạt và môi trường (kg/cm^3)

ν_c - hệ số nhớt động học của môi trường (m^2/s)

μ - Hệ số độ nhớt của môi trường (Pa.s)

Đối với khí ($\rho_c << \rho$)

$$Ar = \frac{d^3 \cdot \rho \cdot g}{\nu_c \cdot \rho_c}$$

Đối với hạt có hình dạng khác vận tốc tới hạn của dòng có thể xác định có tính tới yếu tố hình dạng:

$$\Phi = 0{,}207\frac{S}{V^{2/3}} \qquad (2.50)$$

V - Thể tích hạt (m^3)

S - Diện tích bề mặt của hạt, m^2

Trong đó đường kính tương đương d_e bằng:

$$d_e = \Phi d_s$$

d_s - Đường kính hình cầu (m) có thể tích bằng thể tích hạt $d_s = 1{,}24\sqrt[3]{V}$

Đối với lớp hạt có nhiều đường kính khác nhau:

$$d_e = \frac{1}{\sum_1^u \frac{x_i}{d_i}} \qquad (2.51)$$

n - Số cỡ hạt

d_i - Đường kính trung bình của hạt cỡ i (tức là giá trị trung bình của lỗ lưới hạt cỡ i

đi qua và lỗ lưới tiếp theo của hạt cỡ i không đi qua).

x_i - Tỉ lệ khối lượng của thành phần hạt cỡ i.

32. Khi tăng vận tốc dòng ω sẽ xảy ra quá trình tăng kích thước lớp tầng sôi (chiều cao và độ xốp). Chiều cao lớp tầng sôi h (m) quan hệ với chiều cao lớp hạt đứng yên theo công thức:

$$h = \frac{1 - \varepsilon_o}{1 - \varepsilon} \cdot h_o. \tag{2.52}$$

Độ xốp của lớp tầng sôi xác định theo công thức:

$$\varepsilon = \left(\frac{18Re + 0,36Re^2}{Ar} \right)^{0,21} \tag{2.53}$$

Tỷ số giữa vận tốc dòng khí trong thiết bị và vận tốc tới hạn gọi là hệ số tầng sôi:

$$K_u = \frac{\omega}{\omega_{Kr}} \tag{2.54}$$

Vận tốc thực của dòng ở khoảng trống giữa các hạt trong tầng sôi xác định theo công thức:

$$\omega_d = \frac{\omega}{\varepsilon} \tag{2.55}$$

33. Vận tốc dòng khí do hạt trong tầng sôi chuyển động ra khỏi tầng sôi gọi là vận tốc phụt. Vận tốc phụt tương ứng với quá trình bắt đầu phá vỡ tầng sôi, khi đó, xác định theo công thức:

$$Re_v = \frac{Ar}{18 + 0,61\sqrt{Ar}} \tag{2.56}$$

Trong đó: $Re_v = \dfrac{\omega_v \cdot d \cdot \rho_c}{\mu_c}$

34. Trên hình 2.8 biểu diễn đồ thị quan hệ giữa Ly = f(Ar . ε) cho tầng sôi có $\varepsilon = 0,4$ đến $\varepsilon = 1,0$. Đồ thị cho phép xác định vận tốc dòng ω cần để đạt tới độ xốp của tầng sôi gồm những hạt có đường kính d đã biết. Có thể dùng để giải bài toán ngược lại.

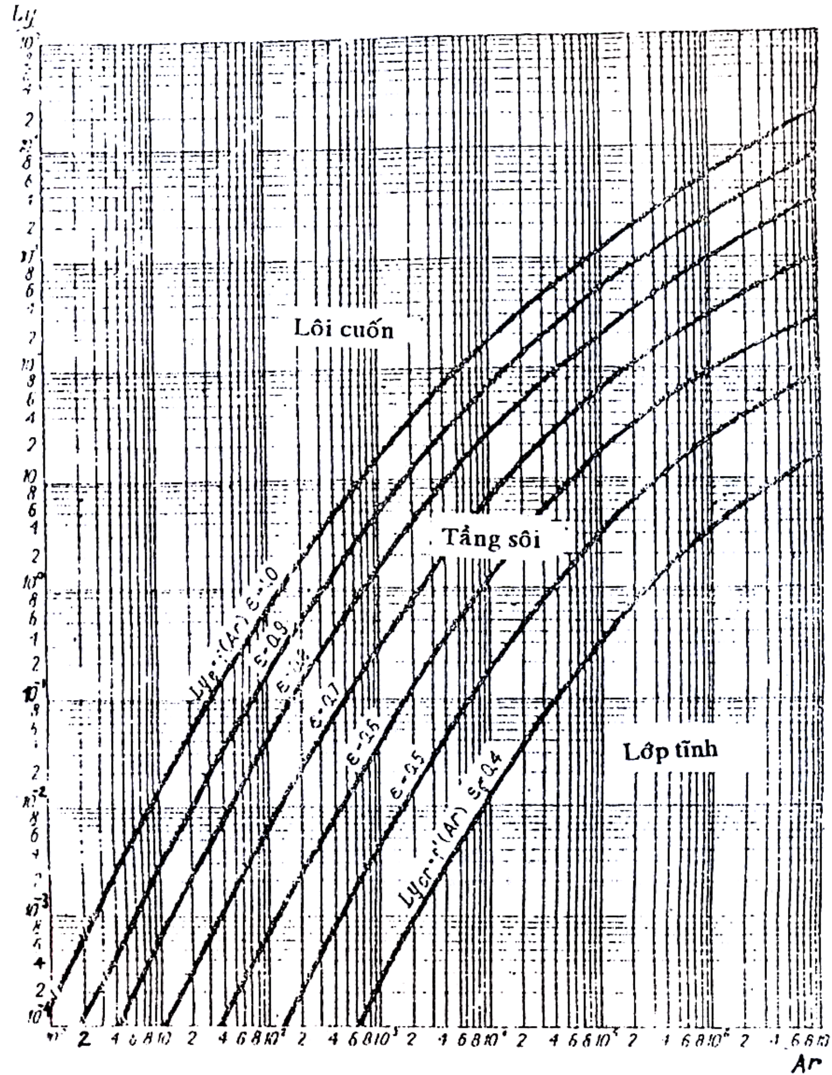
35. Thời gian lưu trung bình τ_o (S) của hạt rắn trong thiết bị tầng sôi:

$$\tau_o = \frac{M}{L} \tag{2.57}$$

M - Khối lượng vật liệu nằm trong tầng sôi (kg)

L - Lưu lượng vật liệu chảy vào (kg/s)

Do ảnh hưởng của quá trình đảo trộn mãnh liệt vật liệu trong lớp tầng sôi nên thời gian lưu của từng hạt riêng biệt trong lớp tầng sôi sẽ khác với thời gian lưu trung bình τ_o. Do đó nếu biết thời gian τ_o, cho trước với giá trị thời gian τ (ví dụ thời gian để thực hiện quá trình nào đó trong lớp tầng sôi), khi đó tỉ lệ số hạt rắn lưu lại trong lớp tầng sôi với thời gian lớn hơn hoặc bằng τ sẽ được xác định:



Hình 2.8

$$x = c^{-\tau/\tau_o} \tag{2.58}$$

Để có thể phân phối đều các hạt theo thời gian lưu có thể sử dụng nhiều lớp tầng sôi ên tiếp. Tỉ lệ hạt rắn có thời gian lưu trong thiết bị tầng sôi n tầng lớn hơn hoặc bằng ıời gian τ được xác định:

$$x_n = \left[1 + \frac{\tau}{\tau_o} + \frac{1}{2!}\left(\frac{\tau}{\tau_o}\right)^2 + \ldots + \frac{1}{(n-1)!}\left(\frac{\tau}{\tau_o}\right)^{n-1}\right]c^{-\tau/\tau_o} \tag{2.59}$$

KHUẤY TRỘN TRONG MÔI TRƯỜNG LỎNG

36. Chuẩn số đồng dạng thủy lực học dùng trong quá trình khuấy trộn được xác định như sau:

Chuẩn số Rây-nôn (ly tâm).

$$Re = \frac{\rho n d^2}{\mu} \tag{2.60}$$

Trị số tới hạn của chuẩn số đó:

$Re_{kp} \approx 50$

Chuẩn số công suất [1]:

$$K_N = \frac{N}{\rho n^3 d^5} \tag{2.61}$$

Chuẩn số Fơ-rút (ly tâm).

$$F_r = \frac{n^2 d}{g} \tag{2.62}$$

Trong các chuẩn số đó:

N - Công suất dùng cho bộ phận khuấy, W

ρ - Khối lượng riêng chất lỏng, kg/m^3

μ - Độ nhớt chất lỏng, Pa.s

n - Số vòng quay của bộ phận khuấy, s^{-1}

d - Đường kính bộ phận khuấy, m

g - Gia tốc trọng trường, (9,81 m/s^2)

37. Sự phụ thuộc giữa các chuẩn số đồng dạng dùng cho quá trình khuấy ở dạng chung:

$K_N = f(Re, Fr, G_1, G_2, G_3...)$

Thường thường không tính ảnh hưởng của trọng lực. Lúc đó:

$K_N = \varphi(Re, G_1, G_2, G_3...)$

Trong đó: $G_1 = \frac{d}{D}$; $G_2 = \frac{b}{d}$; $G_3 = \frac{H_o}{d}$

G_1, G_2... - Những tập hợp các đồng dạng khác về hình học, đặc trưng cho sự cấu tạo của bộ phận khuấy vị trí của bộ phận khuấy tương ứng với đáy thùng và mực chất lỏng cùng những yếu tố hình học khác.

---

(1) Trong những lần in trước của quyển sách này chuẩn số công suất $\frac{\mu}{\rho n^3 d^5}$ gọi là chuẩn số biến đổi Ơ-le dùng cho các bộ phận khuấy (E_{oM}).

d - Đường kính bộ phận khuấy, m;

D - Đường kính thùng, m.

b - Chiều rộng cánh khuấy, m

H_o - Chiều cao lớp chất lỏng trong thùng khuấy

Đối với những bộ phận khuấy đồng dạng hình học, phương trình chuẩn số chung có dạng:

$$K_N = \frac{c}{Re^m} \tag{2.63}$$

Trong đó: c và m - đại lượng không đổi (đối với cấu tạo của bộ phận khuấy đã định và chế độ khuấy trộn đã định).

38. Đối với những bộ phận khuấy đồng dạng hình học chong chóng và mái chèo khi $\frac{D}{d} \approx \frac{H_o}{d} \approx 3$ (xem hình 2.12) có những sự phụ thuộc như sau:

a) Đối với chế độ chảy dòng (Re < 50)

$$K_N = 230Re^{-1,67} \tag{2.64}$$

b) Đối với chế độ chảy xoáy (Re > 50)

$$K_N = 0,845Re^{-0,05} \tag{2.65}$$

Do những công thức trên tìm được công suất chi phí dùng cho các bộ phận khuấy kiểu mái chèo và chong chóng:

a) Đối với chế độ chảy dòng:

$$N = 230\rho^{-0,67}\mu^{1,67}n^{1,33}d^{1,66}, \text{W} \tag{2.66}$$

b) Đối với chế độ chảy xoáy:

$$N = 0,845\rho^{0,95}\mu^{0,05}n^{2,95}d^{4,9}, \text{W} \tag{2.67}$$

Kích thước các đại lượng cũng lấy như trong các công thức (2.49) và (2.50).

Đối với các bộ phận khuấy có cấu tạo khác thì số liệu cho về chi phí năng lượng dùng để khuấy trộn được chỉ dẫn trong sách [2.10]. Trị số những đại lượng cố định c và m trong phương trình chung (2.52) đối với các bộ phận khuấy khác nhau được chỉ dẫn trong bảng 21; trong hình VII cho biết sự phụ thuộc $K_N = f(Re)$ đối với các bộ phận khuấy trên.

NHỮNG THÍ DỤ

THÍ DỤ LẮNG

Thí dụ 2.1: Tìm giới hạn lớn nhất (nghĩa là đường kính lớn nhất của hạt).

Theo công thức Stốc, đối với các hạt đá thạch anh có trọng lượng riêng của nó là 2650 kg/m^3 lắng trong nước 20°C.

Giải:

Công thức Stốc dùng khi Re, < 0,2. Bởi vì giới hạn cao nhất là trị số Re = 0,2 cho nên hạt thạch anh lớn nhất, mà sự lắng của nó, có thể tính theo công thức Stốc cần phải có đường kính:

$$d = \frac{0,2\mu_c g}{\mu_{oc}\gamma_c}$$

Từ đó: $\omega_{oc} = \dfrac{0,2\mu_c g}{d\gamma_c}$

Mặt khác theo công thức (3.1):

$$\omega_{oc} = \frac{d^2(\gamma - \gamma_c)}{18\mu_c}$$

So sánh hai biểu thức của ω_{oc} ta thấy:

$$d = \sqrt[3]{\frac{0,2 \,.\, 18\mu_o^2 g}{(\gamma - \gamma_c)\gamma_c}}$$

Độ nhớt của nước $20°\mu_c = 1cp \approx 10^{-4}\ kg/m^2$. Do đó:

$$d = \sqrt[3]{\frac{0,2 \,.\, 18 \,.\, 10^{-3} \,.\, 9,81}{(2650 - 1000)1000}} = 60 \,.\, 10^{-6} m = 60\mu m$$

Đường kính hạt thạch anh tìm thấy tương ứng với vận tốc lắng:

$$\omega_{oc} = \frac{0,2 \,.\, 10^{-4} \,.\, 9,81}{60 \,.\, 10^{-6} \,.\, 1000} = 3,27 \,.\, 10^{-3};\ m/s$$

Thí dụ 2.2: Tìm vận tốc lắng trong nước của các hạt các thạch anh hình cầu đường kính 0,9 mm nếu khối lượng riêng của cát 2659 kg/m^3 và nhiệt độ nước 20°.

Giải:

Xác định chuẩn số Ar:

$$Ar = \frac{d^3(\rho - \rho_c)\rho_c g}{\mu_c^2} = \frac{0,9^3 \,.\, 10^{-9}(2650 - 1000).10^3 9,810}{1^2 \,.\, 10^{-6}} = 1,18 \,.\, 10^4$$

Trong đó μ_o = 1cp (bảng 5) đối với nước.

Theo trị số đã tìm được $Ar = 1,18 \,.\, 10^4$ từ hình 2.4 chúng ta tìm thấy Re = 140.

Vận tốc lắng của các hình cầu đường kính 0,9 mm xác định theo biểu thức:

$$\omega_{oc} = \frac{Re\mu_c}{d\rho_c} = \frac{140 \,.\, 1 \,.\, 10^{-3}}{0,0009 \,.\, 1000} = 0,15\ m/s.$$

Thí dụ 2.3: Xác định kích thước lớn nhất của các hạt phấn hình cầu được mang đi bởi dòng nước có tốc độ 0,5 m/s, nhiệt độ nước 10°C, khối lượng riêng của phấn 2710 kg/m^3.

Giải:

Xác định chuẩn số Ly theo công thức (2.5)

$$Ly = \frac{\omega_{oc}^3 \rho_c^2}{\mu_c(\rho - \rho_c)g} = \frac{0,5^3 . 1000^2 . 10^3}{1,3(2710 - 1000)9,81} = 5,72 . 10^3$$

Trong đó độ nhớt nước ở 10°C là $\mu_o = 1,3cp$.

Theo trị số tìm được Ly = 5,72 . 10^3 trong hình 2.4 chúng ta tìm thấy trị số Re = 1750. Sau đó dùng công thức (2.4) chúng ta xác định đường kính lớn nhất của các hạt phấn được nước mang đi.

$$d = \frac{Re\mu_c}{\omega_{oc}\rho_c} = \frac{1750 . 1,3 . 10^{-3}}{0,5 . 1000} = 4,55 . 10^{-3} \text{ m} = 4,55 \text{ mm}$$

Thí dụ 2.4: Tìm vận tốc lắng trong nước 20°C của những mảnh vẩy chì hình góc có $d_o = 1$ mm. Khối lượng riêng vẩy chì là 7560 kg/m^3.

Giải:

Tìm vận tốc lắng các mảnh có hình dáng không đều theo chuẩn số Ly, sơ bộ xác định trị số chuẩn số Ar.

$$Ar = \frac{d_e^3(\rho - \rho_c)\rho_c g}{\mu_c^2} = \frac{1^3 . 10^{-9}(7560 - 1000) 10^3 . 9,81}{1^2 . 10^{-6}} = 6,44 . 10^4$$

Trong đó: μ_c = 1cp (bảng 5)

Theo sơ đồ hình (2.4) đối với các mảnh hình góc chúng ta tìm thấy Ly = 3,1 . 10^2

Vận tốc lắng tính theo công thức (2.5):

$$\omega_{oc} = \sqrt[3]{\frac{Ly_{\mu_c}(\rho - \rho_c)g}{\rho_c^2}} = \sqrt[3]{\frac{3,1 . 10^2 . 1(7560 - 1000)9,81 . 10^{-3}}{1000^2}} = 0,271 \text{ m/s}$$

Thí dụ 2.5: Xác định độ lớn của các mảnh than hình thoi ($\rho_1 = 1400 \text{ kg/m}^3$) và các mảnh phiến thạch hình tấm ($\rho_2 = 2200 \text{ kg/m}^3$), lắng với tốc độ bằng nhau ω_{oc} = 0,1 m/s, ở trong nước 20°C.

Giải:

Kích thước của các mảnh d_e tính theo công thức (2.3).

$$d_e = \sqrt[3]{\frac{Ar\mu_c^2}{(\rho - \rho_c)\rho_c \cdot g}}$$

Sơ bộ xác định trị số chuẩn số Ar theo chuẩn số Ly trong đồ thị (hình 2.1) đối với các mảnh có hình tương ứng.

Đối với các mảnh hình thoi:

$$Ly_1 = \frac{\omega_o^2 \rho_c^2}{\mu_c(\rho_2 - \rho_c)g} = \frac{10^{-3} \cdot 10^6 \cdot 9{,}81 \cdot 10^3}{1 \cdot 0{,}4 \cdot 10^3 \cdot 9{,}81^2} = 255$$

Ở đây $\mu_c = 1cp$ (Bảng 5)

$\rho_c = 1000\ kg/m^3$

Đối với các mảnh hình tấm:

$$Ly_2 = \frac{\omega_o^3 \rho_c^2}{\mu_c(\rho_2 - \rho_c)g} = \frac{10^{-3} \cdot 10^6}{1 \cdot 10^{-3} \cdot 1{,}2 \cdot 10^3 \cdot 9{,}81^2} = 85$$

Trị số $Ly_1 = 255$ tương ứng $Ar_1 = 9 \cdot 10^4$ đối với các mảnh hình thoi. Trị số $Ly_2 = 85$ tương ứng $Ar_2 = 7 \cdot 10^4$ đối với những mảnh hình tấm.

Đường kính tương đương của những mảnh than:

$$d_{e_1} = \sqrt[3]{\frac{Ar_1 \mu_c^2}{(\rho_1 - \rho_c)\rho_c \cdot g}} = \sqrt[3]{\frac{9 \cdot 10^4 \cdot 10^6 \cdot 1^2}{9{,}81 \cdot 0{,}4 \cdot 10^3 \cdot 10^3}}$$

$$= 2{,}82 \cdot 10^{-3}\ m = 2{,}82\ mm$$

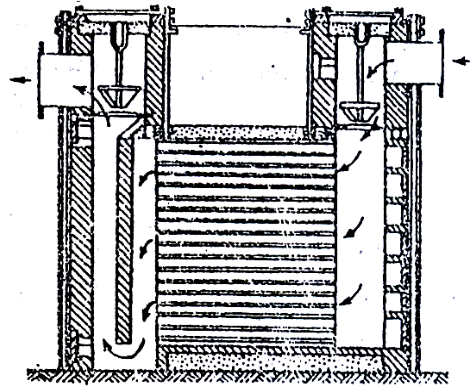
Đường kính tương đương của những mảnh phiến thạch:

$$d_{e_2} = \sqrt[3]{\frac{Ar_2 \mu_c^2}{(\rho_2 - \rho_c)\rho_c g}} = \sqrt[3]{\frac{7 \cdot 10^4 \cdot 1^2 \cdot 10^6}{9{,}81 \cdot 1{,}2 \cdot 10^3 \cdot 10^3}}$$

$$= 1{,}81 \cdot 10^{-3}\ m = 1{,}81\ mm$$

Thí dụ 2.6: Cần có chiều cao tầng khí giữa các ngăn của phòng lắng bụi (hình 2.9) là bao nhiêu để cho các hạt bụi có đường kính đọng lại được, cho biết lưu lượng khí lò là 0,6 m^3/s?

Chiều dài của phòng 4,1 m; chiều rộng 2,8 m; chiều cao chung 4,2 m. Nhiệt độ trung bình khí ở trong phòng 427°. Độ nhớt của khí tương ứng với nhiệt độ là 0,034 cp, khối lượng riêng của bụi 4000 kg/m^3, khối lượng riêng của khí 0,5 kg/m^3.



Hình 2.9 (Cho thí dụ 2.6)

Giải:

Xác định lưu lượng của khí trong điều kiện đã cho:

$$V_{giây} = \frac{0{,}6(273 + 427)}{273} = 1{,}54\ m^3/s$$

Vận tốc thẳng của khí (không kể chiều dày của các ngăn):

$$\omega_r = \frac{1,54}{2,8 \,.\, 4,2} = 0,131\, m^3/s$$

Thời gian lưu lại của khí ở trong thùng:

$$\tau = \frac{L}{\omega_r} = \frac{4,1}{0,131} = 31,3\, s$$

Vận tốc lắng lý thuyết của những hạt hình cầu (không kể đại lượng ρ_c) theo công thức 2.1):

$$\omega_{oc} = \frac{1}{18} \cdot \frac{(8 \,.\, 10^{-6})^2 \,.\, 4000 \,.\, 9,81}{0,034 \,.\, 10^{-3}} = 0,0041\, m/s$$

Vận tốc lắng thực lấy bằng 0,5 . 0,0041 = 0,002 m/s = ω'_{oc}

Tìm khoảng cách giữa các ngăn:

$$h = \omega'_{oc}\tau = 0,002 \,.\, 31,3 \approx 0,06\, m = 60\, mm$$

Thử lại độ chính xác, dùng công thức (2.4)

$$Re = \frac{\omega_{oc} d \rho_c}{\mu_c} = \frac{8 \,.\, 10^{-6} \,.\, 0,0011 \,.\, 0,5}{0,031 \,.\, 10^{-3}} = 0,00048$$

Bởi vì Re = 0,0048 < 0,2 cho nên dùng công thức Stốc.

Thí dụ 2.7: Xác định độ lớn những hạt nhỏ nhất, lắng trong ống khí vuông có chiều dài 16 m, và chiều cao 2m, với điều kiện vận tốc thẳng của khí 0,5/s.

Độ nhớt của khí 0,03 cp, khối lượng riêng của khí 0,8 kg/m^3 khối lượng riêng của hạt 4000 kg/m^3

Giải:

Khí đi qua ống trong thời gian:

$$\tau = \frac{16}{0,5} = 32s$$

Trong thời gian này, các hạt muốn lắng lại trong phòng lắng phải có vận tốc lắng không nhỏ quá:

$$\omega_{oc} = \frac{2}{32} = 0,062\, m/s$$

Xác định đường kính những hạt hình cầu mà vận tốc lắng lý thuyết của chúng bằng hai lần lớn hơn, tức là bằng 0,124 m/s. Tính trị số chuẩn số Ly theo công thức (2.5):

$$Ly = \frac{\omega_{oc}^3 \cdot \rho_c^2}{\mu_c \rho g} = \frac{0,124^3 \,.\, 0,8^2}{10^{-3} \,.\, 0,03 \,.\, 4000 \,.\, 9,81} = 1,035 \,.\, 10^{-3}$$

Theo đồ thị (hình 2.1) tìm được trị số Re = 0,14, từ đó:

$$d = \frac{Re\mu_c}{\omega_{oc}\rho_c} = \frac{0,14 \,.\, 3 \,.\, 10^{-2} \,.\, 10^{-3}}{0,124 \,.\, 0,8} = 4,24 \,.\, 10^{-5}\, m = 42,4\mu$$

Thí dụ 2.8: Xác định đường kính máy lắng để lắng liên tục bột phấn trong nước (xem hình 2-2). Năng suất của máy lắng 80 tấn/h. Huyền phù ban đầu có nồng độ 8% (khối lượng) $CaCO_3$.

Đường kính nhỏ nhất của các hạt có thể lắng được 35 μ. Nhiệt độ của huyền phù 15°C. Độ ẩm của bã 70%. Khối lượng riêng của phấn 2710 kg/m.

Giải:

Để xác định đường kính của máy lắng cần phải tính bề mặt lắng cần thiết theo công thức (2.9). Để tính nó, ta cần biết sơ bộ tốc độ lắng:

$$\omega_{oc} = \frac{d^2(\rho - \rho_c)g}{18\mu_c} = \frac{3{,}5^2 \cdot 10^{-10}(2710 - 1000)9{,}81}{18 \cdot 1{,}14 \cdot 10^{-3}} = 0{,}001 \text{ m/s}.$$

Ở đây μ_c = 1,14 cp (xem phụ lục)

Kiểm tra các trị số chuẩn Re.

$$Re = \frac{\omega_{oc} d \rho_c}{\mu_c} = \frac{1 \cdot 10^{-3} \cdot 3{,}5 \cdot 10^{-5} \cdot 10^3}{1{,}14 \cdot 10^{-3}} = 0{,}0307 < 0{,}2$$

Tốc độ lắng thực tế:

$$\omega'_{oc} = 0{,}5 \cdot 0{,}001 = 0{,}5 \cdot 10^{-3}; \text{ m/s}$$

Tiết diện của máy lắng:

$$F_{oc} = \frac{G_H\left(1 - \frac{C_H}{C_K}\right)}{3600\rho_c \omega'_{oc}} = \frac{80 \cdot 10^3\left(1 - \frac{8}{30}\right)}{3600 \cdot 10^3 \cdot 0{,}5 \cdot 10^{-3}} = 32{,}5 \text{ m}^2$$

Đường kính của máy lắng:

$$D = \sqrt{\frac{32{,}5}{0{,}785}} = 6{,}4 \text{ m}$$

Thí dụ 2.9: Xác định đường kính thùng lắng nước, nếu với những điều kiện trong ví dụ trên lấy đường kính những hạt nhỏ nhất được lắng bằng 18 μ?

Giải:

Theo công thức Stốc thì vận tốc lắng tỷ lệ bình phương với đường kính hạt, vì vậy tỷ lệ:

$$\frac{\omega_{1oc}}{\omega_{2oc}} = \left(\frac{d_1}{d_2}\right)^2 = \left(\frac{35}{18}\right)^2 \approx 4$$

nghĩa là với điều kiện mới vận tốc lắng giảm đi 4 lần.

Do đó trong những điều kiện bằng nhau khác cần có bề mặt lắng 4 lần lớn hơn, và đường kính thùng lắng 2 lần lớn hơn tức là 12,8 m

Tóm lại, giữa đường kính những hạt được lắng và đường kính thùng lắng có tỷ lệ nghịch

$$\frac{d_1}{d_2} = \frac{D_2}{D_1}$$

Thí dụ 2.10: Xác định chiều cao thùng lắng (xem hình 2.2), nếu biết được rằng muốn làm quánh huyền phù trong khu vực đặc cần 16 giờ. Tỷ trọng của pha rắn 2,6.

Sự pha loãng trung bình trong khu vực đặc R : L = 1 : 1,5. Đường kính thùng lắng nước 10 m. Năng suất một ngày đêm của thùng lắng nước 24,2 tấn pha rắn. Pha lỏng là nước.

Giải:

Tìm tỷ trọng huyền phù trong khu vực đặc theo công thức (2.26), sau khi chia cho ρ:

$$\Delta_c = \frac{\Delta_{TB}(n + 1)}{\Delta_{TB}n + 1} = \frac{2,6(15 + 1)}{2,6 \,.\, 15,5 + 1} = 1,32$$

trong đó: n = L : R = 1,5

Nồng độ khối lượng huyền phù trong khu vực đặc.

$$x = \frac{1}{1 + 1,5} = 0,4 \frac{\text{kg pha rắn}}{\text{kg huyền phù}}$$

Do đó $1m^3$ huyền phù đặc chứa:

$$1320 \times 0,4 = 530 \text{ kg pha rắn}$$

Theo điều kiện bài toán trong thời gian một ngày đêm trên $1m^2$ lắng được:

$$\frac{21,2}{0,785 \,.\, 10^2} = 0,308 \,\text{tấn} / m^2 \text{ ngày đêm pha rắn.}$$

Chiều cao khu vực nhập liệu tăng bằng 0,45 ÷ 0,75 m. Để pha lỏng huyền phù với tỷ lệ (R : L = 1 : 10) có thể lấy $h_1 = 0,6m$.

Do đó khu vực đặc trong 16 giờ đi qua được $0,308 \,.\, \frac{16}{24} = 0,205$ tấn pha rắn trên $1m^3$ bề mặt lăng.

Trên kia đã tìm thấy huyền phù ở khu vực đặc chứa 0,530 tấn pha rắn trong $1m^3$, vì vậy chiều cao khu vực ấy bằng:

$$h_2 = \frac{0,205}{0,530} = 0,387m$$

Chiều cao khu vực thùng lắng nước có cánh quay phía trong phụ thuộc độ nghiêng của mái chèo đối với đáy của thùng lắng. Cho chiều cao đó bằng 0,146 m, trên 1 m đường kính thùng lắng, như vậy:

$$h_3 = 0,146 \,.\, 5 = 0,73m$$

Tóm lại chiều cao chung của thùng lắng nước:

$$H = h_1 + h_2 + h_3 = 0,6 + 0,387 + 0,73 = 1,717m \approx 1,72m$$

Thí dụ 2.11: Tính xy-cơ-lôn dùng để phân ly các hạt vật liệu khô ra khỏi không khí

khi đi qua máy sấy phun, theo những số liệu sau đây: kích thước các hạt nhỏ nhất 80μ, lưu lượng không khí 2000 kg/h, nhiệt độ 100°C.

Giải:

Để thu hồi những hạt vật liệu có độ lớn 80μ, chúng ta chọn xy-cơ-lôn của hệ thống NHOGAS-15.

Lấy $\frac{\Delta p}{\rho_r} = 740$, tìm đường kính xy-cơ-lôn theo công thức:

$$D = \frac{V}{0,785\omega}$$

Sơ bộ xác định điều kiện tốc độ khí đi trong phần ống của xy-cơ-lôn từ công thức:

$$\frac{\Delta p}{\rho_r} = \xi_o \frac{\omega^2}{2}$$

trong đó $\xi_o = 160$

vậy $$\omega = \sqrt{\frac{740 . 2}{160}} = 3,04 \text{ m/s}$$

Khối lượng riêng không khí:

$$\rho_r = 1,293 . \frac{273}{373} = 0,95 \text{ kg/m}^3$$

Đường kính xy-cơ-lôn:

$$D = \sqrt{\frac{2.000}{0,95 . 3600 . 0,785 . 3,04}} = 0,496 \text{ m}$$

Chọn đường kính xy-cơ-lôn bằng 0,50 m.

Sức cản thủy lực của xy-cơ-lôn:

$$\Delta p = \xi_o \frac{\rho_r \omega^2}{2} = 160 . \frac{0,95 . 3,04^2}{2} = 703 \text{ Pa} \doteq 72 \text{mm } H_2O$$

QUÁ TRÌNH LỌC

Thí dụ 2.12: Tìm công thức (2.16), chỉ sự phụ thuộc giữa khối lượng bã khô trên 1m^3 nước lọc, khối lượng riêng của nước lọc, nồng độ huyền phù và độ ẩm của bã.

Giải:

Phương trình cân bằng vật chất của quá trình lọc (khối lượng huyền phù = khối lượng nước lọc + khối lượng của bã ướt):

$$G_{cycn} = G_{\Phi} + G_{BA.OC}$$

Chia phương trình đó cho G_{cyx} là khối lượng bã khô trong huyền phù:

$$\frac{G_{cycn}}{G_{cyx}} = \frac{G_{\Phi}}{G_{cyx}} + \frac{G_{BA.oc}}{G_{cyx}} \text{ (a)}$$

Thay đổi lượng nước lọc bằng tích số thể tích nước lọc với khối lượng riêng của nó:

$$G_{\Phi} = V_{\Phi}\rho$$

Chúng ta ký hiệu:

$$m = \frac{G_{BA.oc}}{G_{cyx}} \ \frac{\text{kg bã ướt}}{\text{kg bã khô}}$$

$$x = \frac{G_{cyx}}{G_{cycn}} \ \frac{\text{kg bã khô}}{\text{kg bã huyền phù}}$$

$$C = \frac{G_{cyc}}{V_{\Phi}} \ \frac{\text{kg bã khô}}{m^3 \text{ nước lọc}}$$

Thế thì có thể viết lại phương trình (a) như sau:

$$\frac{1}{x} = \frac{\rho}{c} + m$$

Từ đó: $c = \dfrac{\rho_x}{1 - mx}$

Thí dụ 2.13: Xác định thời gian lọc 10 lít chất lỏng qua $1m^2$ vải lọc, nếu trong thí nghiệm sơ bộ cứ $1m^2$ vải lọc thu được một số lượng nước lọc: 1 lit trong khoảng 2,25 phút và 3 lít trong khoảng 14,5 phút, sau khi bắt đầu lọc.

Giải:

Theo những số liệu thí nghiệm tìm những hằng số thực nghiệm K và C trong những phương trình lọc:

$$V^2 + 2VC = K.\tau$$

Muốn vậy chúng ta viết ra hai phương trình có 2 ẩn số:

$$1^2 + 2 \,.\, 1.C = K.2{,}25.$$

$$3^2 + 2 \,.\, 3.C = K.14{,}5$$

Từ đó: $K = 0{,}77 \ l^6 / m^4$ phút và $C = 0{,}37 \ l^3 / m^2$

Để xác định thời gian lọc cần phải thay những trị số đã biết của các hằng số và thể tích chất lỏng đã cho vào phương trình lọc:

$$10^2 + 2.10.0{,}37 = 0{,}77\tau$$

Từ đó: τ = 140 phút hay 2 giờ 20 phút.

Thí dụ 2.14: Với điều kiện của thí dụ trên xác định thời gian rửa bã, nếu số lượng nước rửa là $2{,}4 \ l / m^2$ và quá trình rửa đi theo đường của nước lọc ban đầu.

Giải:

Không kể sự khác nhau về độ nhớt của nước lọc và của nước rửa, chúng ta sẽ tính được rằng tốc độ rửa bằng tốc độ lọc ở thời gian cuối. Chúng ta xác định tốc độ lọc ở thời gian cuối theo phương trình (2.14) với điều kiện dùng những số liệu của ví dụ trên:

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{K}{2(V + C)} = \frac{0,77}{2(10 + 0,37)} = 0,037\, m^3 / m^2 \text{ phút}$$

Thời gian rửa:

$$\tau_{n_p} = \frac{V_{np}}{\left(\frac{dV}{d\tau}\right)_{np}} = \frac{2,4}{0,037} = 65 \text{ phút}$$

Thí dụ 2.15: Trong thời gian lọc thí nghiệm nước huyền phù chứa 13,9% cacbonat canxi ở nhiệt độ 20°C trong máy lọc ép của phòng thí nghiệm có $F = 0,1 m^2$ và chiều dầy chất bã 50 mm thì thu được những số liệu sau đây bảng (2.2)

Bảng 2.2

Với áp lực dư, Pa	Nước lọc thu được, lít	Trong thời gian từ khi bắt đầu thí nghiệm, s
$3,43.10^4$	2,92	146
	7,80	888
	2,45	50
$10,3.10^4$	9,80	660

Xác định các hằng số lọc: K bằng m^2/giờ và C bằng m^3 / m^2

Giải:

Tìm trị số bằng số của các hằng số lọc từ phương trình (2.13)

$$dV^2 + 2VC = K.\tau$$

Với áp lực dư $3,43.10^4$ Pa những số liệu thí nghiệm có được

$$V_1 = \frac{2,92}{1000 . 0,1} = 2,92 . 10^{-2} m^3 / m^2; \qquad \tau_1 = \frac{146}{3600} = 0,0405 \text{ giờ}$$

$$V_2 = \frac{7,8}{1000 . 0,1} = 7,8 . 10^{-2} m^3 / m^2; \qquad \tau_2 = \frac{888}{3600} = 0,246 \text{ giờ}$$

Thay những đại lượng đã kể vào phương trình (2.13) và giải hệ thống phương trình:

$$(2,92 . 10^{-2})^2 + 2 . 2,92 . 10^{-2} . C = K.0,0405$$

$$(7,8 . 10^{-2})^2 + 2 . 7,8 . 10^{-2} . C = K.0,246$$

từ đó: $K = 278 . 10^{-4} m^2 / h$

$$C = 4,7 \,.\, 10^{-3} m^3 / m^2$$

Theo cách trên tính các hằng số K và C, khi áp lực dư $10{,}3.10^4$ Pa. Chúng ta tính được trị số các hằng số lọc sau đây:

$$K = 560 \,.\, 10^{-4} m^2 / h$$

$$C = 3{,}78 \,.\, 10^{-3} m^3 / m^2$$

Thí dụ 2.16: Với điều kiện thí dụ trên tính sức cản riêng của bã cácbônát canxi, cho biết thêm độ ẩm của bã khi $p_1 = 3.43.10^4$ Pa bằng 37% và khi $p_2 = 10{,}3.10^4$ Pa bằng 32% khối lượng bã ướt.

Giải:

Tính sức cản riêng của bã theo công thức (2.18)

Áp lực lọc $\Delta p = P_1 = 3{,}43.10^4$ Pa

Khối lượng riêng nước lọc $\rho = 1000 kg/m^3$

Độ nhớt nước lọc ở 20° $\mu = \dfrac{1.10^{-3}}{3600} = 27{,}8 \,.\, 10^{-8}$ kg/mh

Hằng số lọc (khi áp lực $p_1 = 3{,}43.10^4$ Pa) $K = 278 \,.\, 10^{-4} m^2/h$

Phần khối lượng pha rắn trong huyền phù $x = 0{,}139$.

Tỷ số khối lượng bã ướt với bã khô $m = \dfrac{1}{1 - 0{,}37} = 1{,}59$

Số lượng nước lọc từ 1 kg huyền phù $1 - mx = 1 - 1{,}59 \,.\, 0{,}139 = 0{,}779$

Thay những đại lượng tìm được vào công thức (2.18)

$$r = \frac{2\Delta p(1 - mx)}{K\mu \rho x} = \frac{2.3{,}43.10^4}{278 \,.\, 10^{-4} \,.\, 1000 \,.\, 27{,}8 \,.\, 10^{-8} \,.\, 0{,}139} =$$

$$= 5 \,.\, 10^{10} \text{ m/kg bã khô}$$

Khi áp lực lọc $p_2 = 10{,}3.10^4$ Pa, chúng ta có:

$$K = 560 \,.\, 10^{-4} m^2 / h$$

$$m = \frac{1}{1 - 0{,}32} = 1{,}47$$

$$1 - mx = 1 - 1{,}47 \,.\, 0{,}139 = 0{,}795$$

Những đại lượng còn lại có những trị số như vậy khi $p_1 = 3{,}43.10^4$ Pa.

Có thể tìm sức cản riêng của bã bằng cách thay trị số các đại lượng đã tính được vào phương trình (2.18) hay là từ tỷ lệ thức:

$$\frac{r_2}{r_1} = \frac{\Delta p_2 K_1(1 - mx)_2}{\Delta p_1 K_2(1 - mx)_1} = \frac{10.3.10^4 . 278 . 10^{-4} . 0,795}{3.43.10^4 . 560 . 10^{-4} . 0,779} = 1,52$$

từ đó: $r_2 = 5 . 10^{10} . 1,52 = 7,6 . 10^{10}$ m/kg bã khô

Do đó khi tăng áp lực lọc gấp 3 lần thì sức cản riêng của cacbonat canxi chỉ tăng thêm 52%.

Thí dụ 2.17: Sức cản riêng của vải lọc là bao nhiêu khi lọc huyền phù cacbonat canxi với những điều kiện của các thí dụ 15 và 16?

Giải:

Tính sức cản riêng của vải theo công thức (2.21)

$$r_{TK} = \frac{C . r . \rho . x}{1 - mx}, \ m / m^2$$

a) khi $p_1 = 3.43.10^4$ Pa

$$r_{TK} = \frac{4,7 . 10^{-3} . 5 . 10^{10} . 1000 . 0,139}{0,779} = 4,2 . 10^{10}, \ m / m^2$$

b) khi $p_2 = 10.3.10^4$ Pa

$$r_{TK} = \frac{3,78 . 10^{-3} . 7,6 . 10^{10} . 1000 . 0,139}{0,795} = 5 . 10^{10}, \ m / m^2$$

Khi thay đổi áp lực lên 3 lần, sức cản riêng của vải chỉ thay đổi thêm 19%.

Thí dụ 2.18: Cần lọc huyền phù với máy lọc ép loại khung bản và cứ 3 giờ thu được 6 m^2 nước lọc, quá trình lọc thí nghiệm huyền phù đó bằng máy lọc ép phòng thí nghiệm với cùng áp lực như thế và chiều dày như thế của lớp bã. Cho biết rằng các hằng số lọc đối với bề mặt máy lọc có những trị số sau đây: $K = 20,7 . 10^{-4} m^2 / h$; $C = 1,45 . 10^{-3} m^3 / m^2$. Xác định kích thước cần thiết của máy lọc ép.

Giải:

Tìm năng suất 1 m^2 máy lọc ép theo phương trình lọc (2.13).

$$V_2 + 2 . 0,145 . 10^{-2} V = 20,7 . 10^{-4} . 3$$

từ đó $V = - 0,145 . 10^{-2} + \sqrt{(0,415 . 10^{-2})^2 + 62,1 . 10^{-4}}$

$$= - 0,145 . 10^{-2} = 7,88 . 10^{-2} = 7,73 . 10^{-2} m^3 / m^2$$

trong một chu kỳ lọc, nghĩa là sau 3 giờ.

Do đó, đối với năng suất đã cho, cần có bề mặt lọc:

$$F = \frac{6}{0,00773} = 77,5 m^2$$

Theo sách thống kê chọn máy lọc ép có thông số gần nhất là $F = 83 m^2$, có 42 khung bản kích thước 1000 × 1000mm.

Chú thích: Cũng có thể xác định bề mặt lọc ngay từ phương trình (2.13) dùng cho tất cả các máy lọc có bề mặt F và năng suất V_1, m^3 nước sau chu kỳ lọc:

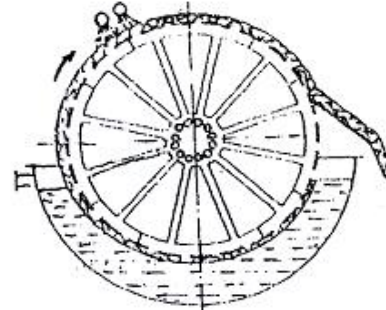
$$V_F^2 + 2V_F.FC = KF^2\tau$$

$$6^2 + 2 . 6 . 1,45 . 10^{-3}F = 20,7 . 10^{-4} . 3F^2$$

Từ đó: $F = 77,4\,m^2$

Thí dụ 2.19: Cho $8,5\,m^3$/giờ huyền phù chứa 17,6% pha rắn vào trong máy lọc chân không thùng quay làm việc liên tục (hình 2.10). Muốn có độ ẩm cuối cùng của bã 34%. Độ chân không dự trù trong nhà máy 600 mm thủy ngân. Khi lọc thí nghiệm bằng mô hình mẫu phòng thí nghiệm ở độ chân không 510 m thủy ngân ta có sau 32 giây làm việc đã đạt được độ ẩm của bã cần thiết. Khi đó các hằng số lọc đối với 1 m^2 bằng $K = 11,2$ lít$^2/m^4s$ và $C = 6$ lít$^3/m^2$. Khối lượng riêng huyền phù 1120 kg/m^3. Khối lượng riêng nước lọc 1000 kg/m^3.

Xác định bề mặt cần thiết của máy lọc và số vòng quay của nó.



Hình 2.10 (cho thí dụ 2.19)

Giải:

Tính lại hằng số lọc K đối với chân không 600 mm thủy ngân với điều kiện gần đúng cho K tỷ lệ với Δp[1]:

$$\frac{K}{K'} = \frac{600}{510} = 1,17$$

Từ đó: $K = 11,2 . 1,17 = 13,1$ lít^6/s.m^4

Xác định năng suất riêng của khu vực lọc từ phương trình (2.13) cho thời gian lọc. $\tau = 32s$ (theo đầu bài):

$$V^2 + 2VC = K\tau$$

$$V^2 + 2V.6 = 13,1 . 32$$

Từ đó: $V = -6 + \sqrt{36 + 420} = -6 + 21,4 = 15,4\,l^3/m^2$ sau 32s

Do đó, năng suất riêng của khu vực lọc trong 1 giây:

$$\frac{15,4}{32} = 0,482\,l^3/m^2s$$

(1) Trong thực tế điều đó không hoàn toàn như vậy - Xem ví dụ 5.

Tính năng suất đã cho đối với huyền phù sang năng suất đối với nước lọc. Với độ ẩm bã 34% tỷ lệ trọng lượng bã ướt với bã khô:

$$m = \frac{1}{1 - 0,34} = 1,52$$

Phần khối lượng pha rắn trong huyền phù x = 0,176; khối lượng huyền phù $G_c = V\rho_c$ = 9500 kg/h; khối lượng bã ẩm $G_{oc} = G_{oc}x.m$ = 9500 . 0,176 . 1,52 = 2540 kg/h; khối lượng nước lọc $G_\Phi = G_c - G_{oc}$ = 9500 - 2540 = 6960 kg/h. Với khối lượng riêng nước lọc $\rho = 1000\,kg/m^3$, lượng thể tích nước lọc là 6960 lít/giờ.

Tóm lại, năng suất đã cho tính theo nước lọc:

$$\frac{6960}{3600} = 1,93\,lít/s$$

Do đó, bề mặt cần thiết trong khu vực lọc là:

$$F_\Phi = \frac{1,93}{0,482} = 4,0\,m^2$$

Vì thường thường trong những máy lọc chân không kiểu thùng quay bề mặt khu vực lọc bằng 35% bề mặt chung, cho nên bề mặt chung của máy lọc bằng:

$$F = \frac{4,0}{0,35} = 11,43\,m^2$$

Theo sách thống kê, chúng ta chọn loại máy lọc chân không kiểu thùng quay mà $F = 12\,m^2$. Đường kính máy lọc D = 2,1 m chiều dài máy lọc L = 1,8 m.

Số vòng quay của máy lọc trong một phút cần để đảm bảo thời gian lọc đã cho τ = 32 s được xác định từ tỷ lệ:

32 0,35

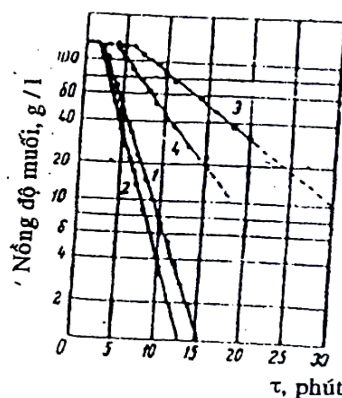
60 n

Từ đó:

$$n = \frac{60 \,.\, 0,35}{32} = 0,655\,vòng/phút$$

Thí dụ 2.20: Tìm trị số hệ số rửa K dựa vào những số liệu thí nghiệm sau đây. Máy lọc ép đã lọc chất bã ra khỏi dung dịch NaCl loãng. Quá trình rửa bã tiến hành ở 20°C với lượng nước dùng khác nhau. Chiều dày lớp bã trong 2 thí nghiệm đầu là 1,27 cm, và trong 2 thí nghiệm tiếp theo là 2,8 cm.

Ngoài việc đo lượng nước rửa còn phân tích nước đó về hàm lượng NaCl. Kết quả đo và phân tích chỉ dẫn ở bảng 2.3.



Hình 2.11 (Cho thí dụ 2.20)

Giải:

Số liệu phân tích ở bảng 2.3 là có lợi cho việc vẽ đồ thị (hình 2.11).

Bảng 2.3

Số thí nghiệm [(1)]	1	2	3	4
Chiều dài lớp bã, cm	1,27	1,27	2,8	2,8
- Cường độ rửa, lít/cm^2 phút	0,00085	0,001	0,00055	0,000935
- Thời gian rửa, phút		Nồng độ NaCl g/lít		
0	142,0	142,0	143,0	143,0
4	73,5	56,5	141,0	134,5
8	16,2	10,0	110,0	66,4
10	7,9	5,0	91,0	46,7
12	4,2	-	74,0	-
14	2,2	-	61,5	23,0
18	-	-	39,0	-

Muốn vậy dùng giấy kẻ bảng Logarit, trên trục tung đặt logarit các nồng độ muối trong nước rửa và trên trục hoành là thời gian. Sự phụ thuộc giữa τ và C trong hệ thống tọa độ đó [xem công thức (2.22)] có dạng đường thẳng; theo độ nghiêng của đường thẳng có thể tính trị số K thuộc giai đoạn rửa khi đã xác định phương trình (2.23).

Đem chỉnh lý những số liệu thực nghiệm nhờ phương trình (2.23) sẽ tính ra hệ số rửa K, theo số liệu thí nghiệm 1 nhận được ở phút thứ 4 và phút thứ 8 của quá trình rửa.

Lúc đó: $$\frac{8-4}{\lg 73,5 - \lg 16,2} = \frac{2,3 \,.\, 1,27}{K \,.\, 0,00085}$$

Từ đó: $K = 560\,cm^3/lít$

Những trị số của K cũng được tính như vậy đối với số liệu thực nghiệm còn lại và ghi trong bảng 2.4.

Bảng 2.4

Số thí nghiệm	1	2	3	4
$2,303\frac{\sigma}{K.\omega}$	6,1	5,3	23	13
Những trị số trung bình của K cm^3 / lít	560	550	508	530

Thí dụ 2.21: Cần rửa để tách NaCl trong máy lọc ép trong một thời gian bao nhiêu để đạt nồng độ cho phép 5 g/lít trong nước rửa? Quá trình rửa bằng nước sạch. Cường độ rửa 0,33 m^3/m^2.h giờ. Chiều dày lớp bã 35 mm. Hằng số rửa K = 520 cm^3/lít. Trong thời kỳ đầu của quá trình rửa nồng độ NaCl trong nước rửa là 143 g/lít.

1) Số thứ tự thí nghiệm tương ứng với các đường cong trong hình vẽ 2.11

Giải:

Dùng phương trình (2.23) thay vào đó những đại lượng đã cho.

$$\delta = 0{,}035\ m;\ \omega = 0{,}38\ m^3/m^2.h;\ K = 520\ .\ 0{,}001\ m^3/m^3$$

Lúc đó:

$$\tau = \frac{2{,}3\ .\ 0{,}035}{520\ .\ 0{,}001\ .\ 0{,}33}\ .\ (\lg 143 - \lg 5) = 0{,}683\ \text{giờ} = 41\ \text{phút}$$

Thí dụ 2.22: Với điều kiện của ví dụ trên, tính nồng độ NaCl trong nước rửa sau khi đã rửa được 50 phút.

Giải:

Tìm nồng độ muối trong nước rửa theo công thức (2.22)

$$C_2 = 143e^{-\frac{520\ .\ 0{,}001\ .\ 0{,}33\ .\ 50}{0{,}035\ .\ 60}} = 143\ .\ e^{-4{,}08}$$

Tính logarit biểu thức này ta được:

$$\lg C_2 = \lg 143 - \frac{4{,}08}{2{,}3} = 2{,}156 - 1{,}75 = 0{,}406$$

Do đó: $C_2 = 2{,}53\ g/lít$.

LỌC LY TÂM

Thí dụ 2.23: Xác định cấu tạo của máy lọc ly tâm và phương pháp công nghệ để tách pôtát ra khỏi dung dịch dựa vào những số liệu sau đây:

Huyền phù

- Nồng độ chất rắn trong huyền phù	75%
- Hoạt tính hóa học	dung dịch kiềm

Bã

- Độ ẩm còn lại	3%
- Cơ cấu	tinh thể
- Hoạt tính hóa học	phản ứng kiềm
- Rửa bằng nước	
- Tẩy trắng bằng hơi nước	

Quá trình phân ly phải cơ giới hóa vì máy lọc ly tâm cần đảm bảo năng suất cao.

Giải:

Để phân biệt hệ lỏng - rắn trong trường hợp chất huyền phù cứng thì dùng những máy lọc ly tâm kiểu 1-a [1] là có lợi.

(1) Số thứ tự thí nghiệm tương ứng với các đường cong trong hình vẽ 2.11.

Theo đầu bài quá trình cần phải có cơ khí hóa vì vậy cần phải chọn những máy lọc ly tâm loại bán liên tục (hạng B) và loại liên tục (hạng B).

Để tính đến sự rửa bã bằng nước và tẩy trắng bằng hơi nước chúng ta dùng loại máy lọc ly tâm bán liên tục. Cơ khí hóa quá trình có thể được đảm bảo bằng cách điều khiển tự động. Trong hạng B có hai nhóm cấu tạo máy lọc ly tâm: máy lọc ly tâm nằm ngang, máy lọc ly tâm đứng.

Trong số máy lọc ly tâm bán liên tục thì những máy lọc ly tâm ngang là phổ biến hơn cả. Vì vậy cho nên chúng ta chọn máy lọc ly tâm nằm ngang.

Thí dụ 2.24: Máy lọc ly tâm gián đoạn kiểu thùng quay có đường kính trong 1.200 mm, chiều cao 550 mm, bề dày của vỏ thùng 10 mm và khối lượng 120 kg. Số lỗ ở vỏ thùng quay theo chiều đứng là 12; đường kính lỗ 5 mm. Quanh thùng vấn 3 cái đai thép tiết diện mỗi cái $15 \times 30\ mm^2$. Vật liệu thùng là thép có ứng suất phá vỡ 4500 kg lực/cm^2. Khối lượng vật chứa 400 kg chiều dài lớp đó 200 mm. Tìm số vòng giới hạn cho phép của máy lọc ly tâm nếu hệ số an toàn sức bền không quá 5.

Giải:

Đối với loại thép đã cho, ứng suất phá vỡ cho phép:

$$K_2 = \frac{4500 \,.\, 9{,}81 \,.\, 10^4}{5} = 8{,}83 \,.\, 10^7\ Pa$$

Diện tích tiết diện vỏ thùng quay và đai trừ các lỗ

$$f = 55 \,.\, 1 - 12 \,.\, 1 \,.\, 0{,}5 + 3 \,.\, 3 \,.\, 1{,}5 = 62{,}5\ cm^2 = 6{,}25 \,.\, 10^{-3}\ m^2$$

Từ công thức (3.10) suy ra lực ly tâm cho phép cực đại:

$$C_1 + C_2 = 8{,}33.10^7.2 \,.\, 6{,}2.5.10^{-3} = 1{,}1.10^6\ N$$

Tìm khoảng cách từ trọng tâm vỏ thùng hình bán vành khăn tới trục quay theo công thức (2.40a)

$$R_{\sigma} = \frac{4}{3 \,.\, 3{,}14}\left(\frac{0{,}61^3 - 0{,}61^3}{0{,}61^2 - 0{,}61^2}\right) = 0{,}387\,m$$

Dùng phương trình (2.28) thì lực ly tâm gây ra bởi một nửa thùng quay bằng:

$$C_1 = 0{,}011.60.0387.n^2 = 0{,}253\,n^2,\ N$$

Khoảng cách từ trọng tâm hình bán vành khăn vật chứa tới trục quay

$$R_z = \frac{4}{3 \,.\, 3{,}14}\left(\frac{0{,}6^3 - 0{,}4^3}{0{,}6^2 - 0{,}4^2}\right) = 0{,}32\ m$$

Lực ly tâm gây ra bởi vật chứa có hình bán vành khăn

$$C_2 = 0{,}11.200.0{,}32n^2 = 0{,}697n^2\ (N)$$

Lực ly tâm toàn phần:

$$C_1 + C_2 = 0{,}253n^2 + 0{,}697n^2 = 0{,}950\,n^2\ (N)$$

Trên đã tìm thấy lực ly tâm không được quá $1,1.10^6$ N.

Vậy số vòng quay cho phép của máy lọc ly tâm:

$$n = \frac{1,1.10^6}{0,950} = 1070 \text{ vòng/phút} = 17,8 \text{ vòng/s}$$

Thí dụ 2.25: Xác định năng suất tính bằng giờ (tính theo cung cấp) của máy ly tâm lắng tự động AOΓ - 800 dùng để lắng huyền phù nước hydroxyde manganèse.

Khối lượng riêng các phần tử $\rho = 2525\,kg/m^3$. Nhiệt độ huyền phù 30°. Đường kính tối thiểu của hạt là 3μ. Đặc tính máy ly tâm đường kính thùng quay 800 mm. Chiều dài thùng quay 400 mm. Đường kính vành mép 570 mm, số vòng quay 1200 vòng/phút. Chu kỳ làm việc: 20 phút: 18 phút - vận chuyển huyền phù: 2 phút - tháo bã.

Giải:

Xác định năng suất theo công thức (2.42):

$$V_{giờ} = 23,5\eta \,.\, L \,.\, n^2 \,.\, R_o^2 \,.\, \omega_{oc} \,.\, k$$

Tìm tốc độ lắng của các hạt theo công thức Stốc:

$$\omega_{oc} = \frac{d^2(\rho - \rho_c)g}{18\mu_c} = \frac{3^2(2525 - 1000)9,81}{10^{12} \,.\, 18 \,.\, 0,8.10^{-3}} = 0,935 \,.\, ^{-5} \text{ m/s}$$

Độ nhớt của nước 30°C bằng $0,8cp = 0,8.10^{-3}$ Pa.s

Xác định vận tốc lắng dưới tác dụng của lực ly tâm:

$$\omega = \frac{\omega_{oc} R_o n^2}{900} = 0,935 \,.\, 10^{-5} \,.\, \frac{0,285 \,.\, 1200^2}{900} = 4,26 \,.\, 10^{-3} \text{ m/s}$$

Thử lại chế độ lắng:

$$Re = \frac{\omega d \rho_c}{\mu_c} = \frac{4,26 \,.\, ^{-3} \,.\, 3 \,.\, 10^{-6} \,.\, 10^3}{0,8 \,.\, 10^{-3}} = 1,6 \,.\, 10^{-2}$$

Tức là chế độ chảy dòng.

Tiếp đó chúng ta tìm: $\quad k = \dfrac{18}{20} = 0,9$

Ta lấy $\eta = 0,45$ thì năng suất máy ly tâm là:

$$V_{giờ} = 25,3 \,.\, 0,45 \,.\, 0,4 \,.\, 1200^2 \,.\, 0,285^2 \,.\, 0,925 \,.\, 10^{-5} \,.\, 0,9 = 4,46\,m^3/h$$

Thí dụ 2.26: Xác định năng suất có thể đảm bảo được của ly tâm siêu tốc CΓO - 150 có 3 cánh, dùng để làm sạch dầu khoáng sản. Khối lượng riêng của dầu $\rho = 900\,kg/m^3$. Độ nhớt dầu ở nhiệt độ ly tâm 3 cp. Khối lượng riêng các hạt rắn $\rho = 1400\,kgm^3$. Đường kính của hạt 1μ. Đặc tính kỹ thuật máy ly tâm[(1)] đường kính trong của thùng quay 150 mm; đường kính của bộ phận nhập liệu 50 mm; chiều dài thùng quay 750 mm số vòng quay 13.000 vòng/phút.

Giải:

Xác định năng suất theo công thức (2.34). Vì các hạt rất nhỏ nên chế độ lắng của chúng chắc chắn sẽ là chế độ chảy dòng. Dùng công thức Stốc để thử lại chế độ lắng:

$$\omega_{oc} = \frac{d^2(\rho - \rho_c)g}{18\mu_c} = \frac{1^2(1400 - 900)9{,}81}{10^{12} . 18 . 3.10^{-3}} = 9{,}06 . 10^{-8} \text{ m/s}$$

Tốc độ lắng dưới tác dụng của lực ly tâm:

$$\omega = \omega_{oc}f = 9{,}06 . 10^{-8} . 4700 = 4{,}26 . 10^{-4} \text{ m/s}$$

Trong đó:

$$f = \frac{n^2 . r_o}{900} = \frac{13^2 . 10^6 . 0{,}025}{900} = 4700;$$

r_o - Bán kính của ống đổ vật liệu hình trục, bằng 0,025 m

Thử lại chế độ lắng:

$$Re = \frac{\omega d \rho_c}{\mu_c} = \frac{4{,}26 . 1 . 90}{10^4 - 10^6 . 3 . 10^{-3}} = \frac{1{,}42}{10^4}$$

Tìm thể tích hữu ích của thùng quay ly tâm:

$$V_L = F . L = 0{,}785(D^2 - D_o^2)L = 0{,}785(0{,}15^2 - 0{,}05^2) . 0{,}75 = 0{,}0118 \text{ m}^3$$

Chiều sâu của dòng vật liệu trong thùng

$$h = \frac{D - D_o}{2} = \frac{0{,}15 - 0{,}05}{2} = 0{,}05 \text{ m}$$

Vậy:

$$V \le \frac{\omega V_L}{h} 3600 = \frac{4{,}26 . 0{,}0118}{10^4 . 0{,}05} 3600 = 0{,}368 \text{ m}^3/\text{h}$$

Thử lại chế độ dòng của vật liệu trong thùng quay ly tâm:

$$Re_{noT} = \frac{\omega_{onT} d_o \rho}{\mu}$$

$$\omega_{noT} = \frac{V_{gy}}{F} = \frac{1{,}05}{10^4 . 0{,}0157} = 0{,}0067 \text{ m/s}$$

$$V_{gy} = \frac{0{,}368}{3600} = \frac{1{,}05}{10^4} \text{ m}^3/\text{s}$$

(3) Các máy ly tâm, sách thống kê - Sổ tay tóm tắt - Nhà in chế tạo máy quốc gia 1956.

$$F = 0{,}785\,(D^2 - D_o^2) = 0{,}785\,.\,(0{,}15^2 - 0{,}05^2) = 0{,}0157\,m^2$$

Đối với máy ly tâm có 3 cánh:

$$d_e = 4\frac{F}{\Pi} = \frac{4\pi(D^2 - D_o^2)}{4(\pi D + 6h)} = \frac{\pi(D^2 - D_o^2)}{\pi D + 6h}$$

$$= \frac{3{,}14(0{,}15^2 - 0{,}05^2)}{3{,}14\,.\,0{,}15 + 6 + 0{,}05} = 0{,}0815\,m$$

$$R_{noT} = \frac{0{,}0067\,.\,0{,}0815\,.\,900}{3\,.\,10^{-3}} = 164 < 350$$

Tức là chế độ chảy dòng.

Thí dụ 2.27: Chọn kiểu máy lọc dùng để lọc keo axit xilic và xác định số máy cần thiết dựa theo những số liệu sau đây:

1) Nồng độ ban đầu của pha rắn trong huyền phù 4,7%; tỷ trọng huyền phù 1,4.

2) Nhiệm vụ trong một ngày đêm: 9 tấn bã ướt.

3) Bã phải có độ ẩm ít nhất, bởi vì sau đó cần đem sấy (trong máy sấy chân không).

4) Bã vô định hình, khó lọc.

Thí nghiệm sơ bộ lọc keo bằng máy lọc hút (máy lọc chân không) và bằng máy ly tâm cho biết những kết quả trong bảng 2.5.

Bảng 2.5

Đặc tính	Máy lọc hút	Máy ly tâm
- Bề mặt lọc	1 m^2	0,3 m^2
- Bề dày lớp bã	60 mm	30 mm
- Thời gian		
a) Lọc	1 giờ	45 phút
b) Rửa bằng chất kiềm và nước	2 giờ	33 phút
c) Tổng cộng	3 giờ	1,3 giờ
- Huyền phù được lọc	170 lít	108 lít
- Độ ẩm còn lại của bã	85%	78%
- Độ chân không	400 mm thủy ngân	

Thùng quay máy lọc ly tâm có D = 400 mm, H = 250 mm, n = 800 vòng/phút

Giải:

1) Xác định áp suất lọc:

a) Máy lọc hút:

$$\Delta p = \frac{400}{760} = 0{,}525\,atm = 5.15.10^4\ Pa$$

b) Máy ly tâm:

Lấy hệ số chứa đầy của thùng quay máy ly tâm trong lúc làm việc $\varphi = 0,5$, chúng ta có thể tích huyền phù (thể tích làm việc của thùng quay):

$$V_c = 0,785D^2H\varphi = 0,785 \,.\, 0,4^2 \,.\, 0,25 \,.\, 0,5 = 0,0157\,m^3$$

Xác định áp suất lọc trong trường hợp dùng phương pháp ly tâm theo công thức (2.29).

$$\Delta p = \frac{\pi^2 MRn^2}{900F} = \frac{3.14^2.0,0157 \,.\, 1100 \,.\, 0,2 \,.\, 800^2}{900 \,.\, 0,3} = 8.1.10^4\ Pa$$

Do đó áp suất lọc dùng máy ly tâm lớn gấp rưỡi áp suất lọc dùng máy lọc hút.

2) Xác định năng suất riêng:

a) Máy lọc hút.

Lọc 170 lít huyền phù với nồng độ ban đầu 4,7% như thế có nghĩa là thu được chất keo, tính theo vật chất khô:

$$G = 0,170 \,.\, 1100 \,.\, 0,047 = 8,8\ kg$$

Thời gian cả quá trình trong 3 giờ (không tính thời gian tháo) do đó năng suất riêng:

$$\frac{G}{F \,.\, \tau} = \frac{8,8}{3 \,.\, 1} = 2,94\ kg\ keo\ khô/m^2.h$$

Tính theo keo ướt (với độ ẩm 85%)

$$\frac{2,94}{0,15} = 19,5\ kg\ keo\ ướt/m^2h$$

b) Máy ly tâm:

Lọc 108 lít huyền phù thì thu được một số bã, tính theo vật chất khô là:

$$G = 0,108 \,.\, 1400 \,.\, 0,047 = 5,54\ kg$$

Tương ứng có năng suất riêng:

$$\frac{G}{F \,.\, \tau} = \frac{5,54}{0,3 \,.\, 1,3} = 14,3\ keo\ khô/m^2.h$$

Tính theo keo ướt (với độ ẩm 78%):

$$\frac{14,3}{0,22} = 65\ kg\ keo\ ướt/m^2.h$$

3) *Chúng ta hãy đối chiếu xem cần lấy đi một lượng nước nhiều hơn bao nhiêu lúc sấy keo ướt sau khi lọc hút so với keo được ép trong máy ly tâm.*

Độ ẩm của bã trong máy lọc hút 85% và trong máy ly tâm 78%, do đó máy ly tâm tách được một lượng nước nhiều hơn máy lọc hút là 2120 kg:

$$\frac{1000}{0,15} - \frac{1000}{0,22} = 2120\ kg\ nước/kg\ keo\ khô$$

Đối chiếu số liệu thí nghiệm và tính toán về lọc keo có thể nhận thấy như sau:

Máy ly tâm trong khi làm việc với áp suất lọc bằng $\frac{8.1.10^4}{5.15.10^4} = 1,6$ lần lớn hơn và về chiều dày lớp bã thì lại ít hơn hai lần so với trường hợp dùng máy lọc hút thì cho một năng suất bằng $\frac{14,3}{2,94} \approx 5$ nhiều hơn máy lọc hút nếu tính theo keo khô; tính theo bã ướt thì năng suất máy ly tâm nhiều hơn $\frac{65}{19,5} = 3,3$ lần.

So sánh với máy lọc hút thì máy lọc ly tâm cho độ ẩm còn lại ít hơn và còn làm nhẹ nhàng công việc của máy sấy, và máy sấy khỏi phải làm bốc hơi 2,12 tấn nước tính theo một tấn keo khô.

Với năng suất ngày đêm 9 tấn keo có độ ẩm 78% và chi phí riêng hơi nóng dùng vào việc sấy bằng 1,5 kg/kg nước bốc hơi thì tiết kiệm được một lượng hơi trong ngày đêm là:

$$D = 9 \,.\, 0,22 \,.\, 2,12 \,.\, 1,5 = 6,3 \text{ tấn}$$

Máy ly tâm có năng suất riêng lớn, độ ẩm còn lại trong bã ít và sau đó vì vấn đề tiết kiệm hơi dùng vào việc sấy keo, nên bắt buộc trong trường hợp này tốt hơn hết là phải dùng máy ly tâm, mặc dầu nó rất đắt.

4) Xác định sơ bộ số máy ly tâm cần thiết để hoàn thành nhiệm vụ một ngày đêm (9 tấn keo ướt).

Với nhiệm vụ to lớn như vậy, chúng ta dùng máy ly tâm tác dụng bán liên tục, tháo bã bằng bộ phận cơ khí và điều khiển tự động. Theo sách thống kê chúng ta chọn máy lọc ly tâm nằm ngang có những đặc tính như sau: D = 1600 mm; H = 700 mm; n = 500 vòng/phút dung tích 50 lít.

Bề mặt lọc của máy ly tâm đó:

$$F = 3,14 \,.\, 1,6 \,.\, 0,7 = 3,5 \text{ m}^2$$

Áp suất lọc tính theo công thức (2.29):

$$\Delta p = \frac{3.14^2.0,5 \,.\, 1100 \,.\, 0,8 \,.\, 500^2}{3,5 \,.\, 900} = 34,6 \,.\, 10^4 \text{ Pa}$$

Do đó: máy ly tâm công nghiệp cho áp suất lọc bằng $\frac{34,6}{8,12} = 4$ lần lớn hơn máy ly tâm hí nghiệm.

Phỏng chừng năng suất máy lọc tỷ lệ với $\sqrt{\Delta p}$, do đó có thể tăng năng suất riêng của ıáy ly tâm gần 2 lần nghĩa là tăng tới 65 × 2 = 130 kg keo ẩm/m^2.h.

Vì lọc và rửa bã chiếm gần 75% số thời gian làm việc chung của máy ly tâm tác dụng án liên tục cho nên năng suất trung bình của nó bằng $130 \times 0,75 = 97 \text{ kg/m}^2\text{h}$

Do đó năng suất của một máy ly tâm là 97 . 3,5 . 20 = 6800 kg bã ướt trong một ngày ềm. Nếu tính mỗi ngày đêm máy làm việc 20 giờ.

Để đảm bảo năng suất mỗi ngày đêm đã cho, cần sử dụng $\frac{900}{6800} = 1,32$ tức là 2 máy ly tâm, và để dự trữ, cần 3 máy.

TẦNG SÔI

Thí dụ 2.28: Trong thiết bị tầng sôi có các hạt silicagel, có thành phần và kích thước như sau:

* Cỡ hạt:	-2,0 + 1,5	-1,5 + 1,0	-1,0 + 0,5	-0,5 + 0,5
* Thành phần % (khối lượng)	43	28	17	12

Khối lượng riêng xốp của silicagel $\rho_n = 650\,kg/m^3$; khối lượng riêng của hạt $\rho = 1100\,kg/m^3$. Nhiệt độ không khí 150°C. Hệ số tầng sôi là $k_\omega = 1,6$.

Xác định vận tốc tới hạn và vận tốc thực (ở khoảng trống giữa các hạt) của không khí.

Giải:

Xác định đại lượng chuẩn số Ar, theo hình 2.8 tìm giá trị Ly_{kp} tương ứng. Với mục đích đó ta xác định đường kính tương đương của hạt silicagel.

- Đường kính trung bình của từng thành phần:

$$d_1 = \frac{2 + 1,5}{2} = 1,75\,mm \qquad d_2 = \frac{1,5 + 1,0}{2} = 1,25\,mm$$

$$d_3 = \frac{1,0 + 0,5}{2} = 0,75\,mm \qquad d_4 = \frac{0,5 + 0,25}{2} = 0,37\,mm$$

Khi đó đường kính tương đương xác định theo công thức (2.51)

$$d_e = \frac{1}{\sum x \frac{i}{d_i}} = \frac{1}{\frac{0,43}{1,75} + \frac{0,28}{1,25} + \frac{0,17}{0,75} + \frac{0,12}{0,37}} \approx 1,0\,mm$$

Độ nhớt của không khí ở nhiệt độ 150°C (xem hình VI)

$$\mu = 0,024\varphi = 0,024\,.\,10^{-3}\,Pa.s$$

Khối lượng riêng của không khí:

$$\rho = 1,293\frac{273}{273 + 150} = 0,835\,kg/m^3$$

Từ đó:

$$Ar = \frac{d_e^3 \cdot \rho\rho_c \cdot g}{\mu_c^2} = \frac{1^{3.10^{-9}}\,.\,1,1.10^3\,.\,1,835\,.\,9,81}{2,4^{2.10^{-10}}} = 1,565.10^4$$

Giá trị:

$Ar = 1{,}565.10^4$ tương ứng với $Ly_{kp} = 3.10^{-2}$. Từ đó:

$$\omega_{kp} = \sqrt[3]{\frac{Ly_{kp} \cdot \mu_c \cdot \rho \cdot g}{\rho_c^2}} = \sqrt[3]{\frac{3.10^{-2} \cdot 0{,}024.10^{-3} \cdot 1{,}1.10^3 \cdot 981}{0{,}835^2}} = 0{,}224 \text{ m/s}$$

Xác định vận tốc làm việc của không khí:

$$\omega = K_\omega \cdot \omega_{kp} = 1{,}6 \cdot 0224 = 0{,}358 \text{ m/s}$$

Xác định độ xốp tầng sôi khi $K_\omega = 1{,}6$.

$$Ly = K_\omega^3 \cdot Ly_{kp} = 1{,}6^3 \cdot 3.10^{-2} = 1{,}23.10^{-1}$$

Theo hình 2.8 khi $Ly = 1{,}23.10^{-1}$ và $Ar = 1{,}565.10^4$

$$\varepsilon = 0{,}47$$

Vận tốc thực của không khí ở khoảng giữa các hạt:

$$\omega_c = \omega / c = 0{,}762 \text{ m/s}$$

Thí dụ 2.29: Theo số liệu của thí dụ trên xác định kích thước và sức cản thủy lực của thiết bị. Năng suất 2,5 t/h silicagel, thời gian lưu trong thiết bị là: $\tau_o = 10$ phút. Lưu lượng khí ở điều kiện làm việc $4300 \text{ m}^3/\text{h}$. Tiết diện ngang của lưới là 0,015 đường kính lỗ là 0,8 mm; chiều dài lưới 2 mm.

Giải:

1. Xác định đường kính thiết bị:

Lưu lượng không khí trong 1 s:

$$V = 4300/3600 = 1{,}195 \text{ m}^3/\text{s}$$

Tiết diện ngang của thiết bị:

$$dS = V/m = 1{,}195/0{,}358 = 3{,}34 \text{ m}^2$$

Đường kính thiết bị:

$$D = \frac{4 \cdot S}{\pi} = \frac{4 \cdot 3{,}34}{3{,}14} = 2{,}06 \text{ m}$$

2. Xác định chiều cao lớp hạt trong thiết bị.

Khối lượng silicagel trong thiết bị:

$$M = L \cdot \tau_o = \frac{2500 \cdot 10}{60} = 417 \text{ kg}$$

Thể tích khối silicagel không chuyển động:

$$V_c = M / \rho H = 417 / 650 = 0{,}642 \text{ m}^3$$

Chiều cao lớp silicagel không chuyển động:

$$h_o = V_c / S = 0{,}642 / 3{,}34 = 0{,}192 \text{ m}$$

Độ xốp lớp silicagel không chuyển động:

$$\varepsilon_o = 1 - \frac{\rho H}{\rho} = 1 - \frac{65}{1100} = 0,41$$

Chiều cao lớp tầng sôi khi $K_\omega = 1,6$

$$h = \frac{1 - \varepsilon_o}{1 - \varepsilon} . h_o = \frac{1 - 0,41}{1 - 0,74} . 0,192 = 0,214\,m$$

3. Tính trở lực thủy động của thiết bị sức cản của lớp hạt

$$\Delta p_u = \rho(1 - \text{epsilon}_o)gh_o = 1100(1 - 0,41)9,81 . 0,192 = 1200\,Pa$$

Vận tốc khí ở lỗ lưới khi $\varphi = 0,015$

$$\omega_o = \omega / \varphi = 0,358 / 0,015 = 23,9\,m/s$$

Với đường kính lỗ lưới $d_o = 0,0008\,m$

Chiều dày lưới: $\delta = 0,002\,m$

Tỷ số $d_o / \delta = 0,4$

Theo hình 2.7 tìm C = 0,63.

Sức cản của lưới:

$$\Delta p_p = \frac{0,503 . 23,9^2 . 0,835(1 - 0,015^2)}{0,63^2} = 605\,Pa$$

Sức cản của thiết bị:

$$\Delta p = \Delta p_u + \Delta p_p = 1200 + 605 = 1805\,Pa$$

Thí dụ 2.30: Xác định đường kính hạt cát thạch anh hình cầu có khối lượng riêng 2640 kg/m^3. Cát này bắt đầu chuyển động sang trạng thái tầng sôi khi vận tốc dòng khí là 1 m/s và nhiệt độ là 20°C.

Giải:

Đường kính hạt cát hình cầu xác định từ chuẩn số Ar.

Xác định chuẩn số Ly_{kp}

$$Ly_{kp} = \frac{\omega_{kp}^3 . \rho_c^2}{\mu_c . g\rho} = \frac{1^3 . 1.205^2}{0,718 . 9,81 . 2640.10^{-3}} = 3,14$$

Ở đây:

$$\rho_c = 1,293 \frac{273}{293} = 1,205\,kg / m^3$$

$$\mu_c = 0,018.10^3\,Pa.s$$

Theo hình 2.8 với $Ly_{kp} = 3,14$ tương ứng với $Ar = 9.10^5$.

Xác định đường kính hạt cầu:

$$d = \sqrt[3]{\frac{Ar \cdot \mu_c^2}{\rho \cdot \rho_c \cdot g}} = \sqrt[3]{\frac{9.10^5 \cdot 1.8^2 \cdot 10^{-4} \cdot 10^{-6}}{2640 \cdot 1,205 \cdot 9,81}} = 0,0021\,m$$

Thí dụ 2.31: Trong lớp tầng sôi chứa 1000 kg vật liệu rắn; lưu lượng vật liệu qua lớp tầng sôi (vận tốc nhập liệu và tháo liệu) là 4000 kg/h. Xác định:

1. Bao nhiêu % vật liệu có thời gian lưu lại trong lớp tầng sôi lớn hơn thời gian lưu trung bình của vật liệu.

2. Cần bao nhiêu lớp tầng sôi lắp nối tiếp để số hạt có thời gian lưu ít hơn thời gian lưu trung bình trong một lớp tầng sôi không vượt quá 10%.

Giải:

Xác định thời gian lưu trung bình của vật liệu trong một lớp tầng sôi khi M = 1000kg; L = 4000 kg/h.

$$\tau_o = \frac{\mu}{L} = \frac{1000}{4000} = \frac{1}{4}h = 900s$$

Xác định số % vật liệu có thời gian lưu trong một lớp tầng sôi $\tau \geq \tau_o$

$$x_i = e^{-\tau/\tau_o} = e^{-900/900} = e^{-1} = 0,368$$

Như vậy chỉ có 37% vật liệu nằm trong lớp tầng sôi lâu hơn 15 phút, có nghĩa là số vật liệu nằm trong lớp tầng sôi ít hơn 15 phút là:

$$1 - x_1 = 0,63; \text{ tức là } 63\%$$

Để xác định số lớp tầng sôi mắc nối tiếp ta xác định theo công thức (2.59) đối với thiết bị có 2, 3 v.v... lớp tầng sôi mà số phần trăm vật liệu có thời gian lưu lượng nhỏ hơn τ_o.

a) Để cho thiết bị 2 lớp tầng sôi:

$$x_2 = \left(1 + \frac{\tau}{\tau_o}\right)e^{-\tau/\tau_o} = \left(1 + \frac{900}{900}\right)e^{-\frac{900}{900}} = 2e^{-1} = \frac{2}{2,48} = 0,736$$

$$1 - x_2 = 0,264$$

Như vậy trong thiết bị có hai lớp tầng sôi 26% số vật liệu để có thời gian lưu ít hơn 15 phút.

b. Để cho thiết bị 3 lớp tầng sôi:

$$x_3 = \left[1 + \frac{\tau}{\tau_o} + \frac{1}{2!}\left(\frac{\tau}{\tau_o}\right)^2\right]e^{-tau/\tau_o} = \left[1 + \frac{900}{900} + \frac{1}{2!}\left(\frac{900}{900}\right)^2\right]e^{-\frac{900}{900}} = \frac{2,5}{2,718} = 0,92$$

$$1 - x_3 = 0,08$$

Như vậy trong thiết bị có 3 lớp tầng sôi chỉ có 8% số vật liệu lưu lại trong lớp tầng sôi ít hơn 1 phút. Như vậy thiết bị có 3 lớp tầng đạt được yêu cầu đề ra.

Thời gian lưu trung bình của vật liệu trong thiết bị có 3 lớp tầng sôi:

$$\tau_{kp} = \frac{3M}{L} = \frac{3000}{4000} = \frac{3}{4}h = 45 \text{ phút}$$

So sánh thiết bị có 3 lớp tầng sôi và thiết bị có một lớp tầng sôi có cùng dung tích chứa 3000 kg vật liệu ta thấy:

- Thời gian lưu trung bình của vật liệu trong thiết bị 1 lớp tầng sôi:

$$\tau_{kp} = \frac{3000}{4000} = \frac{3}{4}h = 45\ \text{phút}$$

- Số phần trăm vật liệu có thời gian lưu trong lớp tầng sôi ít hơn 15 phút là:

$$1 - e^{-\tau/\tau_o} = 1 - e^{-15/45} = 0{,}285\ \text{tức là}\ 28{,}5\%$$

Như vậy ta thấy thiết bị có 3 lớp tầng sôi ưu điểm hơn loại có 1 tầng sôi vì có số phần trăm vật liệu lưu lại ít hơn 15 phút ít hơn so với loại có 1 tầng sôi.

KHUẤY TRỘN TRONG MÔI TRƯỜNG LỎNG

Thí dụ 2.32: Khuấy trộn hỗn hợp axit (khối lượng riêng 1600 kg/m^3 độ nhớt 2.10^{-2} Pa.s) trong thiết bị (đường kính 1200 mm, chiều cao 1500 mm), đổ đầy 0,75 thể tích. Thiết bị cánh khuấy chong chóng, có số vòng quay 3,5 v/s (hình 2.11). Xác định công suất cần thiết của môtơ.

Lời giải:

Xác định đường kính cánh khuấy tiêu chuẩn:

$$d = D/3 = 1{,}2/3 = 0{,}4\ \text{m}$$

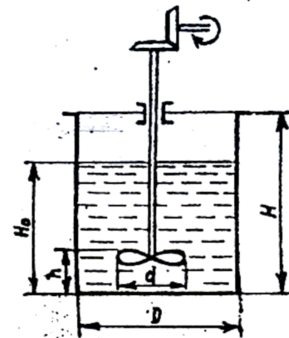
Xác định chế độ khuấy theo công thức (2.60):

$$Re_u = \frac{\rho \,.\, n \,.\, d^2}{\mu} = \frac{1600 \,.\, 3{,}5 \,.\, 0{,}4^2}{20.10^{-3}} = 44800$$

Chế độ chảy - chảy rối.

Xác định giá trị chuẩn số công suất theo đồ thị (hình VII):

$$K_N = 0{,}27$$



Hình 2.12 (Cho thí dụ 2.33)

Tính công suất khuấy theo phương trình (2.61):

$$N_p = K_N \,.\, \rho \,.\, n^3 \,.\, d^5$$
$$= 0{,}27 \,.\, 1600 \,.\, 3{,}5^3 \,.\, 0{,}4^5 = 200\ \text{W} = 0{,}2\ \text{KW}$$

Công suất khởi động môtơ thường gấp 2 ÷ 3 lần công suất làm việc:

$$N = 2N_p = 0{,}4\ \text{KW}$$

Xác định công suất mô tơ khi $\eta = 0{,}95$ và lấy dự trữ công suất là 20%.

$$Ny = \frac{0{,}4 \,.\, 1{,}2}{0{,}75} = 0{,}5\ \text{KW}$$

Thí dụ 2.33: Cánh khuấy tuốc bin cánh hở có 6 cánh quay với 240 vòng/phút bởi động cơ có công suất 16,5 KW dùng để khuấy hỗn hợp phản ứng ($\rho = 1200\,kg/m^3; \mu = 1{,}6\,Pa.s$) trong bình chứa đường kính 1630 mm có tấm chặn.

Hỏi đường kính cần thiết của cánh khuấy là bao nhiêu?

Giải:

Vì cường độ khuấy mãnh liệt nên ta coi chế độ khuấy là chế độ chảy rối. Theo phụ lục tìm được $K_N = 6,9$.

Theo công thức (2.61).

$$d = \sqrt[5]{\frac{N}{K_N \cdot \rho \cdot n^3}} = \sqrt[5]{\frac{16,5.10^3}{6,9 \cdot 1,2.10^3 \cdot 4^3}} = \sqrt[5]{3210.10^{-5}} = 0,5\ m$$

Kiểm tra tỉ số D/d

D/d = 1,63/0,5 = 3,26.

Thí dụ 2.34: Kết quả lý thuyết và thực nghiệm chỉ ra rằng công suất khuấy chất lỏng (N) phụ thuộc vào độ nhớt (μ) và khối lượng riêng (ρ) của chất lỏng; gia tốc rơi tự do (g), số vòng quay (n) và đường kính cánh khuấy (d_M) và các đại lượng hình học (đường kính thiết bị, chiều cao mức chất lỏng, khoảng cách từ đáy thiết bị tới cách khuấy). Yêu cầu tìm mối quan hệ chuẩn số tổng quát tới tất cả các đại lượng nêu trên.

Lời giải:

Đối với hệ đồng dạng hình học sự phụ thuộc các đại lượng được viết dưới dạng sau:

$N = f(\mu, \rho, g, n, d_\mu)$ (a)

(a) Theo định lý và sự phụ thuộc trên có thể biểu diễn dưới dạng sau:

$\varphi(\pi_1, \pi_2, \pi_3) = 0$

hay: $\pi_1 = f(\pi_2, \pi_3)$

Trong đó: π_1, π_2, π_3 những ẩn số không thứ nguyên (chuẩn số đồng dạng).

Giả sử rằng mối quan hệ của các biến số trên có thể viết dưới dạng phương trình số mũ từ phương trình (a)

$[N] = C[\mu]^a[\rho]^b[g]^c[n]^e[d_\mu]^f$ (b)

Sau đó ta thay các thứ nguyên tương ứng, thu được phương trình thứ nguyên như sau:

$$\left[\frac{kg.m^2}{s^z}\right] = C \cdot \left[\frac{kg}{m.s}\right]^a \left[\frac{kg}{m^3}\right]^b \left[\frac{m}{s^2}\right]^2 \left[\frac{1}{s}\right]^e [m]^f \text{ (c)}$$

Cân bằng thứ nguyên cùng dạng ở vế trái và vế phải ta có hệ phương trình:

a + b = 1 (d)

a + 2c + e = 3

a + 3b – c – f = –2

Hệ phương trình bất định (d) có thể giải được nếu ta cho trước giá trị của 2 trong 5 ẩn số. Vì vậy số lời giải sẽ là tổng số lần việc kết hợp cho trước 2 trong 5 ẩn số trên hay là:

$$C_4^2 = \frac{5.4}{1.2} = 10$$

Như vậy ta có các phương án cho trước như sau:

ab ac ac af

bc bc bf

ce cf

ef

Phân tích hệ phương trình (d) ta thấy nếu cho trước giá trị hai đại lượng a và b thì hệ phương trình trên sẽ không giải được, do vậy ta chỉ còn lại 9 lời giải.

* Giải hệ phương trình (d) nếu cho trước a và c

Ta có: b = 1 - a

e = 3 - a - 2c

f = 5 - 2a - c

Giải phương trình b với giá trị đã biết của b, e, f

$$N = C\mu^{a} . \rho^{1-a} g^{c} n^{3-a-2c} d_{\mu}^{5-2a-c}$$

Nhóm các đại lượng có cùng số mũ ta có:

$$\frac{N}{\rho n^3 d_M^5} = C\left(\frac{\rho n d_M^2}{\mu}\right)^{-a} . \left(\frac{n^2 d_M}{g}\right)^{-c}$$

Hay:

$$K_N = C Re_u^{-a} Fr_u^{-c}$$

Như vậy ta thu được mối quan hệ chuẩn số không thứ nguyên biểu diễn mối quan hệ các biến số trên.

* Tương tự ta có: nếu cho trước:

- b và c ta thu được $K_N . Re_s = C . Re_s^{b} . Fr_s^{-e}$

- a và c ta thu được $K_N^2 . Fr_s^3 = C^2 . Ga^{-a} . Fr_s^{e}$

- b và c ta thu được $K_N . Re_s . Fr_s = C . Ga^{b/2} . Fr_s^{e/2}$

- c và e ta thu được $K_N . Re_s^3 = C . Ga^{c} . Re_s^{e}$

- a và f ta thu được $K_N . Fr_s^5 = C . \left(\frac{Fr_s^2}{Re_s}\right)^{a} . Fr_s^{f}$

- b và f ta thu được $K_N . Re_s . Fr_s^3 = C . \left(\frac{Re_s}{Fr_s^2}\right)^{b} . Fr_s^{f}$

- c và f ta thu được $K_N^2 \cdot Re_s^5 = C^2 \cdot \left(\frac{Re_s}{Fr_s^2}\right)^c \cdot Re_s^f$

- e và f ta thu được $K_N^3 \cdot Re_s^7 \cdot Fr_s = C^3 \cdot \left(\frac{Fr_s^2}{Re_s}\right)^e \cdot Ga^f$

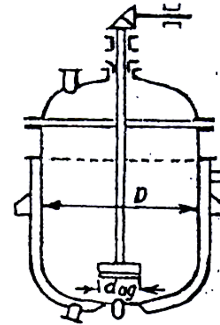
Như vậy để diễn tả quá trình khuấy chất lỏng ta có thể sử dụng một trong 9 phương rình chuẩn số trên.

Sự khác nhau của các phương trình trên đặc trưng bởi các đại lượng (ở đây là các đại ượng cho trước) xác định hiện tượng và nằm trong các chuẩn số. Các phương trình trên ều có thể chuyển đổi từ phương trình này sang phương trình khác vì chúng đều nằm trong ıối quan hệ của phương trình chung.

Việc chọn phương trình này hay phương trình khác phụ thuộc vào sự thuận tiện khi ính hay làm thí nghiệm. Giá trị đại lượng hằng số C và các số mũ được xác định bằng thực ;ghiệm.

Thí dụ 2.35: Trong nồi phản ứng (hình 2.13) ường kính 1000 mm được đổ đầy lên chiều cao 000 mm một chất lỏng phản ứng có độ nhớt 50cp, khối lượng riêng 1200kg/cm³. Cần đảm bảo ıhân phối đều những hạt xúc tác rắn có đường :ính tối đa 1,3 mm và có khối lượng riêng :450kg/m³ theo tỷ lệ R : L = 1:4 (theo khối lượng).

Hỏi sử dụng loại cánh khuấy nào là hợp lý: Cánh khuấy kiểu chong chóng có 3 cánh (hình :.14a) với tỷ số bước là 1 hay cánh khuấy tuốc ıin (hình 2.14a) kín có 8 cánh.



Hình 2.13. (Cho thí dụ 2.35)

Giải:

1. Xác định đường kính cánh khuấy tiêu chuẩn:

$$d_u = (0,25 \div 0,3) = (0,25 \div 0,3)d = 0,3\ (m)$$

2. Xác định chuẩn số Re:

$$Re_u = C \cdot G_a^k \cdot S_p^l \cdot G_d^m \cdot G_D^n$$

Trong phương trình đó:

	C	k	l	m	n
Cánh khuấy chong chóng	0,105	0,6	0,8	0,4	1,9
Cánh khuấy tuốc bin	0,25	0,57	0,37	0,33	1,15

Tính các chuẩn số đồng dạng:

$$Ga = \frac{d_M^3 \rho_c^2 \cdot g}{\mu^2} = \frac{3^3 \cdot 10^{-3} \cdot 1,2^2 \cdot 10^6 \cdot 9,81}{1,5^2 \cdot 10^{-2}} = 1,7 \cdot 10^7$$

$$S_\rho = \frac{\rho_H}{\rho_c} = \frac{2,45 \,.\, 10^3}{1,2 \,.\, 10^3} = 2,04$$

$$G_d = \frac{d_H}{d_u} = \frac{1,3 \,.\, 10^{-3}}{3.10^{-1}} = 4,33.10^{-3}$$

$$G_D = \frac{D_H}{d_M} = \frac{1,0^{-3}}{3.10^{-1}} = 3,33$$

Xác định Re và số vòng quay của cánh khuấy chong chóng:

$$Re_s = 0,105 \,.\, Ga^{0.6} \,.\, S_p^{0.8} \,.\, G_d^{0.4} \,.\, G_D^{1,9}$$

$$= 1,05 \,.\, 10^{-1} \,.\, 1,7^{0,6} \,.\, 10^{4,2} \,.\, 2,04^{0,8} \,.\, 4,33^{04} \,.\, 10^{-1,2} \,.\, 3,33^{1,9} = 4,51 \,.\, 10^3$$

$$n_o = Re_s = \frac{\mu}{\rho_c d_m^2} = \frac{4,51 \,.\, 10^3 \,.\, 1,5 \,.\, 10^{-1}}{1,2 \,.\, 10^3 \,.\, 3^2 \,.\, 10^{-2}} = 6,26\ V/s = 376\ V/ph$$

Xác định Re và số vòng quay của cánh khuấy tuốc bin:

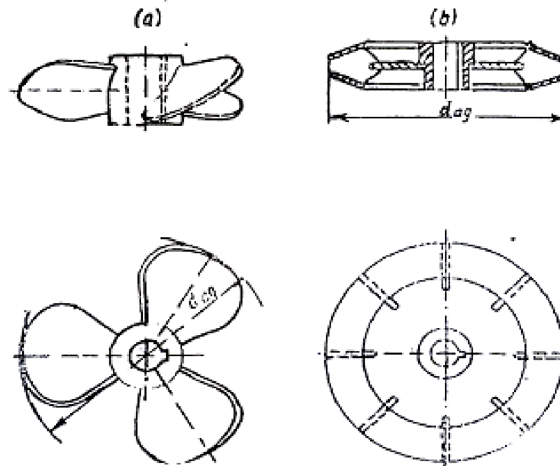
$$Re_s = 0,25 \,.\, Ga^{0,57} \,.\, S_\rho^{0,37} \,.\, G_d^{0,33} \,.\, G_D^{1,15}$$

$$= 2,5 \,.\, 10^{-1} \,.\, 1,7^{0,57} \,.\, 10^{3,99} \,.\, 2,04^{0,37} \,.\, 4,33^{0,33} \,.\, 10^{-0,99} \,.\, 3,33^{1,15} = 2,85 \,.\, 10^3$$

$$dn_o = Re_s = \frac{\mu}{\rho_c d_\mu^2} = \frac{2,85 \,.\, 10^3 \,.\, 1,5 \,.\, 10^{-1}}{1,2 \,.\, 10^3 \,.\, 3^2 \,.\, 10^{-2}} = 3,96\ V/s = 238\ v/ph$$

3. Xác định vận tốc khuấy:

Từ đồ thị $K_N = f(Re)$ xác định: đối với cách khuấy chong chóng $K_N = 0,32$; cánh khuấy tuốc bin $K_N = 1,3$



Hình 2.14.
(Cho thí dụ 2.35 và 2.36)

Tính tích số:

$$\rho_c d_M^5 = 1{,}2 \,.\, 10^3 \,.\, 3^5 \,.\, 10^{-5} = 2{,}91$$

Công suất của cánh khuấy tuốc bin

$$N = K_N \,.\, n_o^3 \,.\, \rho_c d_N^5 = 1{,}3 \,.\, 3{,}96^3 \,.\, 2{,}91 \approx 234\,U \approx 0{,}23\,KW$$

Như vậy công suất khuấy của hai loại như nhau, ta chọn loại cánh khuấy tuốc bin có số vòng quay nhỏ hơn.

Thí dụ 2.36: Tiến hành thí nghiệm oxy hóa sulfit amôn thành tiosulfat trong thiết bị đường kính 500 mm có 4 tấm chặn ta thấy khi khuấy bằng cách khuấy tuốc bin kín, đường kính 125 mm với số vòng quay 6 vòng/s và lưu lượng khí oxy là $u_M = 3{,}5.10^{-3} m^3 O_2 / m^3.s$ sẽ đảm bảo hấp thụ 1,04 dm^3 oxy trong 1 m^3 dung dịch phản ứng trong 1s. Năng suất riêng $K_M = 1{,}04.10^{-3}\ m^3 O_2 / m^3 s$. Trên cơ sở kết quả thí nghiệm tiến hành thiết kế thiết bị công nghiệp đường kính 2 m với cánh khuấy đường kính 0,5 m đồng dạng hình học với cánh khuấy thí nghiệm ($G_D = D / d = 4$). Xác định số vòng quay cánh khuấy công nghiệp sao cho đảm bảo năng suất riêng như là trong thiết bị thí nghiệm. Lưu lượng khí oxy trong thiết bị công nghiệp là $U_p = 3{,}5.10^{-3} m^3 O_2 / m^3.s$. Tính chất dung dịch trong thiết bị thí nghiệm và công nghiệp gần giống tính chất của nước. Nhiệt độ phản ứng là 80°C.

Giải:

Khi tính toán thiết bị công nghiệp, trong đó có thể sử dụng phương trình:

$$D_i = C \,.\, Re^{0,09} Fr^{0,165} \,.\, K_u^{0,75} \,.\, G_D^{-0,167} \text{ (a)}$$

Trong đó: $D_i = K / n$ - chuẩn số Diacônốp

$K_u = u/n$ - chuẩn số phân phối

Nếu như trong thiết bị công nghiệp tính chất các pha tham gia phản ứng giống như trong thí nghiệm thì phương trình (a) viết lại như sau:

$$K = C\frac{n^{0,67} d_m^{1,015} \,.\, u^{0,75}}{D^{0,67}} \text{ (a)}$$

Tính số Re cho thiết bị thí nghiệm

$$Re = \frac{\rho n d_M^2}{\mu} = \frac{972 \,.\, 6 \,.\, 0{,}12^2}{3{,}56.10^{-4}} = 2{,}55.10^5 > 1{,}8.10^5$$

Như vậy kết quả thí nghiệm xử dụng được cho thiết kế.

Theo kết quả thí nghiệm xác định hằng số C_1 cho quá trình:

$$C_1 = \frac{K_M \,.\, D_M^{0,67}}{n_M^{1,67} (d_M)_M^{1,015} \,.\, u_M^{0,75}} = \frac{1{,}04.10^{-3} \,.\, 0{,}5^{0,67}}{6^{0,67} \,.\, 0{,}125^{1,015} (3{,}5.10^{-3})^{0,75}}$$

$$= 1{,}15.10^{-1}$$

Thay giá trị C_1 vào phương trình (a') với các giá trị của thiết kế công nghiệp, tính số vòng quay cánh khuấy công nghiệp

$$n_p = \left[\frac{K_p \cdot D_p^{0,67}}{C_1(d_p)^{1,015} \cdot u_p^{0,75}}\right]^{\frac{1}{0,67}} = \left[\frac{1,04.10^{-3} \cdot 2^{0,62}}{1,15.10^{-1} \cdot 0,5^{1,015}(3,5.10^{-3})^{0,75}}\right]^{\frac{1}{0,67}}$$

$$= 2,85 \text{ v/s} \approx 3 \text{ v/s}$$

Kiểm tra lại số Re trong thiết bị công ngiệp

$$Re = \frac{972 \cdot 3\ 0,5^2}{3,56 \cdot 10^{-4}} = 2,04 \cdot 10^6$$

Vì số Re của thiết bị công nghệ nằm trong khoảng giá trị cho phép của phương trình (a) nên số vòng quay vừa tính được sẽ đảm bảo năng suất riêng yêu cầu.

BÀI TẬP KIỂM TRA

2.1. Tìm tỷ lệ giữa các đường kính những phần tử vảy chì ($\rho = 7800\,kg/m^3$) và thạch anh ($\rho = 2600\,kg/m^3$), lắng với tốc độ như nhau:

a) Trong không khí

b) Trong nước, biết rằng quá trình lắng xảy ra khi Re < 0,2.

2.2. Với tốc độ nào mà các phần tử thạch anh hình cầu ($\rho = 2600\,kg/m^3$) đường kính $10\,\mu$ lắng xuống được:

a) Trong nước ở 15°.

b) Trong không khí ở 15° và 500°.

2.3 Cần phải có tốc độ không khí trong đường ống thẳng đứng của máy sấy bằng hơi là bao nhiêu để đảm bảo vận chuyển những tinh thể có khối lượng riêng 2000 kg/m^3, có đường kính tối đa 3 mm. Nhiệt độ không khí 60°. Tốc độ không khí cần lớn hơn tốc độ cân bằng của các phần tử là 25%.

2.4. Tính tốc độ dòng không khí đi vào thiết bị phân ly không khí, cần thiết để tách những phần tử nhỏ a-pa-tít (d < 1 mm) ra khỏi những phần tử lớn hơn. Nhiệt độ không khí 20°. Khối lượng riêng a-pa-tít 3230 kg/m^3.

2.5 Cần có khoảng cách giữa các dàn của thùng lắng bụi (xem hình 2.9) là bao nhiêu để cho các phần tử bụi quặng có đường kính d > 15 μ lắng được vào thùng?

Những điều kiện khác cũng giống như ở ví dụ 2.6

2.6. 2000 m^3/giờ chất khí chứa bụi khối lượng riêng 1,6 kg/m^3 đi qua 1 thùng lắng bụi (xem hình 2.9) có khoảng giữa các dàn là 100 mm.

Nhiệt độ chất khí 400°. Độ nhớt chất khí ở nhiệt độ đó là 0,03 cp. Khối lượng riêng bụi 3700 kg/m^3. Chiều dài thùng 4,55 m, chiều rộng 1,71 m, chiều cao 4 m. Hỏi những phần tử bụi có độ lớn là bao nhiêu để dễ lắng lại trong thùng?

Nếu biết rằng tốc độ lắng thực tế nhỏ hơn tốc dộ lý thuyết hai lần.

2.7 Chứng minh sự giống nhau của các công thức (2.9) và (2.10) để tính diện tích thùng lắng làm việc liên tục.

2.8 Xác định thùng lắng dùng nước (xem hình 2.2) để ép chặt huyền phù nước ở nhiệt độ 35° của phấn. Những điều kiện khác cũng giống như ở ví dụ 8.

2.9 Năng suất của thùng lắng dùng nước thay đổi như thế nào nếu nhiệt độ của huyền phù nước tăng từ 15°C đến 50°C. Trong 2 trường hợp cho Re < 0,2.

2.10. Chọn xy-cơ-lôn loại NHOGAS (xem hình 2.3 và bảng 2.1) theo những số liệu sau đây: Lưu lượng không khí chứa bụi 5100 m^3/giờ, nhiệt độ không khí 50° trọng lượng riêng bụi 1200 kg/m^3. Các phần tử bụi có đường kính tối thiểu là 15 μ. Xác định sức cản thủy lực của xy-cơ-lôn.

2.11. Thiết lập công thức (2.25) khởi điểm từ điều kiện thể tích huyền phù bằng tổng số thể tích chất lỏng và pha rắn.

2.12. Tính khối lượng riêng của huyền phù nước chứa 10% pha rắn tính theo trọng lượng. Tỷ trọng pha rắn bằng 3.

2.13 Xác định tốc độ lắng trong nước ở 25°C của các phần tử than hình đũa ($\rho = 1400\,kg/m^3$) và các phần tử phiến thạch ($\rho = 220\,kg/m^3$) có đường kính tương đương 2 mm

2.14 Xác định đường kính các phần tử vảy chì lắng với tốc độ 0,25 m/s trong nước ở nhiệt độ 15°C. Khối lượng riêng của vảy chì 7500 kg/m^3.

2.15 Có thể thu hồi được bao nhiêu bã ướt trong một máy lọc sau khi người ta lọc 10 huyền phù có tỷ trọng 1,12, chứa 2% pha rắn tính theo khối lượng? Độ ẩm của bã 25%.

2.16. Sau khi lọc huyền phù nước chứa 20% khối lượng pha rắn thì thu được 15 m^3 nước trong. Độ ẩm của bã là 30%. Hỏi thu được bao nhiêu bã tính theo vật chất khô.

2.17. Khi lọc huyền phù nước bằng máy lọc ép thí nghiệm có bề mặt lọc 900 cm^2 và với áp lực khác nhau thì thu được những kết quả sau đây:

Áp lực kg m^2	Thời gian kể từ khi bắt đầu lọc, phút	Thể tích chất lọc thu được, lít
1,75	13,3	1,8
1,75	49,1	3,57
3,5	12,2	1,9
3,5	42,6	3,6
5,3	11,7	2,0
5,3	35,5	3,5
7,0	11,3	2,1
7,0	32,8	3,6

Xác định các hằng số của phương trình lọc K tính bằng m^2/giờ và C tính bằng

m^3/m^2. Dựa theo số liệu tìm được vẽ đồ thị phụ thuộc của K với áp lực.

2.18. Xác định thời gian lọc của huyền phù như ở bài tập trên khi lọc bằng máy lọc ép làm việc với các áp lực khác nhau: 1,75; 3,5; 5,3 và 7,0 átmốtphe. Số khung máy lọc là 40. Chiều dày lớp bã 25 mm. Độ ẩm trung bình của bã 40%. Huyền phù chứa 10% khối lượng, tỷ trọng của pha rắn là 3. Kích thước khung $0,85 \times 0,85$ m tính theo chu vi trong. Xác định thêm thời gian rửa bã của 1 m^3 nước?

2.19 Một máy lọc ép có 26 khung kích thước 62×62 cm chiều dày khung 25 mm. Thời gian lọc tính đến khi đầy khung là 2 giờ. Lượng nước dùng để rửa bã bằng 10% thể tích chất lỏng. Áp lực trong thời gian lọc và rửa bã giống nhau và không đổi. Hỏi thời gian cần dùng để rửa bã là bao nhiêu? Bã đồng nhất, không bị ép, thể tích bã chiếm 5% thể tích nước lọc. Tính toán theo phương trình (2.43) cho C = 0.

2.20. Thời gian lọc 20 m^3 dung dịch với một máy lọc ép khung bã mất 2,5 giờ. Tìm sơ bộ thời gian để rửa bã với 2 m^3 nước, cho biết tốc độ rửa bé hơn 4 lần so với tốc độ lọc trong thời gian cuối, không tính sức cản của vải lọc. Độ nhớt nước lọc và nước rửa bằng nhau.

2.21 Theo những điều kiện đã cho ở bài tập trên thì thời gian rửa bã là bao nhiêu nếu độ nhớt nước lọc 1,5 cp và độ nhớt nước rửa là 1 cp.

2.22 Tìm thời gian rửa bã theo lý thuyết của một máy lọc với những điều kiện sau đây: cường độ rửa 6 lít/m^2, chiều dày 30 mm, nồng độ ban đầu của muối rửa trong nước lọc của nước rửa 120 g/lít, nồng độ cuối cùng 2 g/lít. Hằng số tốc độ rửa K theo những số liệu thực nghiệm bằng 350 cm^3/lít.

2.23. Xác định hằng số rửa K với những điều kiện sau đây: cường độ rửa 10 lít/m^2, chiều dày 25 mm. Nồng độ ban đầu của muối trong nước lọc của nước rửa 40 g/lít, nồng độ cuối cùng 0,5 g/lít, thời gian rửa 1 giờ 40 phút.

2.24. Dùng một máy lọc ép thí nghiệm có F = 0,1 m^2 khi lọc huyền phù nước phấn thì thu được những số liệu sau:

Nước lọc thu được, lít	Khi áp lực p = 1 ati sau thời gian, s	Khi áp lực p = 2 ati sau thời gian, s
4,5	181	98
13,5	1443	788

Trong 2 trường hợp thủy phân của bã 32%, nhiệt độ nước 20°.

Tính xem trở lực riêng của bã tăng bao nhiêu phần trăm khi tăng áp lực từ 1 đến 2 ati?

2.25. Dùng những số liệu trong bài tập kiểm tra số 17, tìm đồ thị phụ thuộc giữa trở lực riêng của bã với áp lực. Hàm lượng ban đầu của pha rắn trong huyền phù 10% nhiệt độ 23°. Độ ẩm trung bình của bã 40%.

2.26 Năng suất máy lọc thay đổi như thế nào nếu:

1/ Tăng bề mặt lọc gấp đôi

2/ Tăng áp lực gấp đôi (đối với bã đông chất và không bị ép)

3/ Tăng gấp đôi nồng độ vật rắn trong huyền phù lọc.

4/ Giảm độ nhớt nước lọc xuống hai lần (bằng cách tăng nhiệt độ)

5/ Tăng gấp đôi thời gian chu chuyển hoàn toàn nước lọc (nghĩa là tăng chiều dày lớp bã).

2.27. Chứng minh sự thay đổi vòng quay của một máy lọc chân không kiểu thùng quay (xem hình 2.10) thì có ảnh hưởng tới năng suất của nó như thế nào (thí dụ, nếu tăng số vòng quay thêm 50%). Dùng phương trình (2.13), cho C = 0.

2.28. Xác định loại công nghệ và nêu lên cấu tạo của một máy ly tâm để tách paranitroanilin ra khỏi dung dịch sau khi kết tinh lại, cho biết những số liệu sau đây:

1/ Nồng độ chất rắn trong huyền phù - 35%

2/ Dung môi - nước

3/ Bã - kết tinh

4/ Thủy phân còn lại yêu cầu - 5%

5/ Sự kết tinh xảy ra gián đoạn

2.29 Cần tách dầu bông ra khỏi nước rửa sau khi rửa kiềm. Xác định loại công nghệ và nêu lên cấu tạo của máy ly tâm, cho biết những số liệu sau đây:

1/ Tính chất hỗn hợp - nhũ tương

2/ Tỷ trọng của dầu 0,9.

3/ Tỷ trọng của dung dịch nước muối (thêm vào để pha nhũ tương) - 1,05

2.30 Xác định áp lực riêng trên thành thùng quay của một máy ly tâm nếu chiều dày của lớp chất lỏng 10 cm, đường kính trong của thùng quay 1 m, số vòng là 500 vòng trong một phút, khối lượng riêng của chất lỏng 1100 kg/m^3.

2.31 Tìm số vòng quay của một máy ly tâm, nếu biết chiều cao thùng quay H = 0,5 m. Áp lực đè lên thành thùng quay là 5 átmốtphe. Thùng chứa 400 kg huyền phù.

2.32. Sơ bộ cho biết rằng với ứng suất phá cho phép của thép $K_z = 900\,kg/cm^2$ thì tốc độ vòng của thùng quay của một máy ly tâm sẽ không vượt quá 60 m/s. Xuất phát từ điều kiện đó, xác định đường kính tối đa cho phép của thùng quay.

a. Đối với máy lọc ly tâm làm việc 1100 vòng/phút

b. Đối với máy lọc siêu tốc làm việc 14000 vòng/phút

2.33 Tìm công thức có thể dùng để tính tốc độ lọc những phần tử rắn hình cầu, xuất phát từ định luật Stốc. Thứ nguyên vòng quay vòng/giây.

2.34 Tính xem quá trình lắng của các phần tử như nhau trong máy ly tâm, nhanh hơn trong máy lắng nước bao nhiêu lần, nếu thùng quay máy ly tâm có D = 1 m và n = 600 vòng/phút? Chế độ lắng trong 2 trường hợp là chế độ chảy dòng

2.35 Xác định gần đúng thời gian lấy đà của một máy ly tâm chứa 300 kg muối ướt, bỏ qua sự ma sát của trục với ổ bi và ma sát của thành thùng với không khí. Đường kính trong của thùng quay 1 m; trọng lượng của nó 200 kg. Số vòng làm việc 800 trong một phút. Công suất môtơ điện 6 kw, hiệu suất chung của máy 0,8. Chiều cao thùng quay 780 mm, hệ số dày của thùng 0,5.

2.36 Với điều kiện của bài tập trên tìm công suất cần thiết của một môtơ điện (tính cả

ma sát), nếu thời gian lấy đà của máy ly tâm là 2,5 phút. Đường kính trục 70 mm, ổ bi lăng hình cầu, bề dày thành thùng quay 10 mm.

2.37 Xác định số máy ly tâm làm việc gián đoạn cần thiết, có kích thước thùng quay: D = 1200 mm, H = 500 mm để lọc 50 tấn huyền phù trong một ngày đêm. Huyền phù chứa 40% khối lượng pha rắn, tỷ trọng pha lỏng 1,8. Thời gian một quá trình 25 phút. Số giờ làm việc trong một ngày đêm 20. Hệ số dày của thùng 0,5.

2.38 Năng suất của máy lọc ly tâm thay đổi như thế nào nếu tăng số vòng quay lên hai lần? Bã đồng chất không bị ép. Không tính trở lực của vải lọc.

2.39 Một máy lắng ly tâm tự động nằm ngang OAG-1800 dùng để lọc huyền phù nước phấn. Xác định năng suất của máy lắng theo cung cấp nếu nhiệt độ huyền phù 40° kích thước phần tử phấn bé nhất 2 μ. Đặc tính kỹ nghệ máy ly tâm: đường kính thùng quay 1800 mm, chiều dài thùng quay 700 mm, đường kính miệng thùng 1300, số vòng quay n = 35 vòng/phút, η lấy bằng 0,45.

2.40 Hỏi năng suất của máy lọc ly tâm công nghiệp kiểu lớn hơn năng suất của máy lọc trong phòng thí nghiệm đồng dạng với nó là bao nhiêu? Kích thước máy lọc công nghiệp lớn hơn kích thước máy lọc thí nghiệm 3 lần. Quá trình làm việc cùng một huyền phù như nhau, cùng một số vòng quay như nhau và thời gian để bã lắng đầy thùng quay như nhau.

2.41. Xác định năng suất của một máy ly tâm lắng kiểu vít xoắn, dùng để lắng huyền phù thạch anh ở nhiệt độ 50°C. Những phần tử nhỏ nhất của thạch anh trong huyền phù là 2 μ. Đặc tính kỹ thuật máy ly tâm: đường kính hình trụ đổ vật liệu 480 mm, chiều dài khu vực lắng 350 mm, số vòng thùng quay 1400 vòng/phút.

2.42. Một máy ly tâm kiểu NOGS-230 có thể lắng những phần tử có đường kính bao nhiêu nếu người ta cho vào máy 3 m^3/giờ huyền phù nước cao lanh ở nhiệt độ 35°C. Đặc tính kỹ thuật máy ly tâm: Đường kính hình trụ đổ vật liệu 180 mm, chiều dài hình trụ đổ vật liệu 164 mm, số vòng quay n = 1600 vòng/phút.

2.43. Xác định tốc độ không khí cần thiết để bắt đầu tạo thành tầng sôi những phần tử silicagel alumin viên với những điều kiện sau đây: nhiệt độ không khí 100°C, khối lượng riêng silicagel alumin (biểu kiến) $\rho = 968\,kg/m^3$, đường kính phần tử 1,2 mm. Tính sức cản thủy lực, nếu chiều cao tầng đứng yên 400 mm?

2.44. Với những điều kiện ở bài tập trên, xác định độ rỗng và chiều cao tầng sôi, nếu tốc độ không khí vượt quá tốc độ tới hạn 1,7 lần?

2.45. Xác định đường kính lớn nhất của những phần tử than viên bắt đầu chuyển từ trạng thái tầng sôi trong không khí với thiết bị trong tốc độ là 0,2 m/s. Nhiệt độ 180°C.

Xác định nồng độ thể tích của các phần tử nếu tốc độ không khí tăng lên tới 0,4 m/s. Khối lượng riêng của than (biểu kiến) 660 kg/m^3.

2.46. Một cái thùng hình trụ đường kính 900 mm và chiều cao 1100 mm, bên trong có cánh khuấy máy chèo, chứa dầu tới 3/4 thùng (khối lượng riêng 930 kg/m^3, độ nhớt μ = 18 Pa.s. Hỏi cần đặt một môtơ điện có công suất bao nhiêu để dùng cho cánh khuấy chong chóng 3 mái chèo làm việc 180 vòng/phút.

2.47. Muốn thu được dung dịch muối loãng người ta dùng cánh khuấy mái chèo, khuấy mạnh muối với nước ở 64°C. Tìm số vòng quay máy khuấy nếu đường kính của nó 0,5

m và công suất của môtơ điện là 0,8 kw? Đặc tính vật lý đối với dung dịch loãng cũng lấy như đối với nước.

2.48. Một cánh khuấy mái chèo có kích thước $d_1 = D/3$ thay bởi kích thước bé hơn $d_2 = D/4$. Trong cả hai trường hợp quá trình khuấy được thực hiện với điều kiện chảy dòng. Hỏi số vòng quay của cánh khuấy thay đổi như thế nào khi dùng một công suất môtơ điện như nhau?

2.49. Hỏi đường kính cánh khuấy chong chóng cần phải bao nhiêu để khuấy mạnh glyxeri kĩ thuật (khối lượng riêng 1200 kg/m^3 độ nhớt μ = 1,6 Pa.s) trong một cái thùng đường kính 1750 mm với số vòng quay n = 500 vòng/phút và công suất tiêu phí 17 kw ?

VÍ DỤ VỀ TÍNH TOÁN XY-CƠ-LÔN TỔ HỢP

Trong một bộ xy-cơ-lôn (hình 2.15) cần thiết làm sạch bụi trong 7800 m^3/giờ khí ở nhiệt độ 310°C. Khối lượng riêng của khí 1,3 kg/m^3. Áp suất ở áp kế chỉ 745 mm thủy ngân. Tại cửa vào của một tổ xy-cơ-lôn khí có áp suất 30 mm cột nước.

Trở lực của tổ hợp xy-cơ-lôn không được quá 40 mm nước. Khối lượng riêng bụi 2450 kg/m^3. Lượng bụi trong khí 32 g/m^3. Bụi ít dính.

Giải:

Đặc tính các xy-cơ-lôn kiểu BS cùng với thiết bị có mang ống định hướng trong trường hợp hút bụi ít dính, khối lượng riêng 2300 kg/m^3 khi $\frac{\Delta p}{\gamma}$ = 75 m ghi ở bảng 2.6.

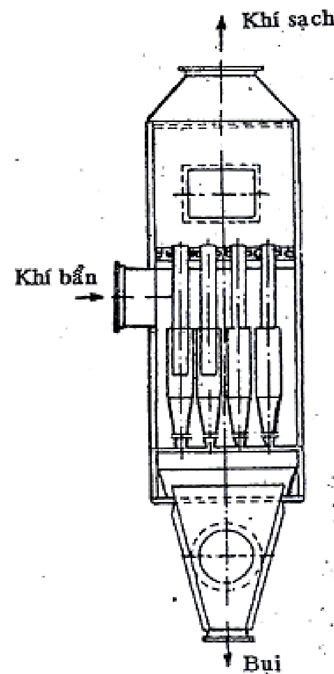
Dựa theo những số liệu đã cho ở bảng đó chúng ta chọn các xy-cơ-lôn, đường kính 150 mm (lượng bụi của khí cho phép tới 35 g/m^3).

Xác định khối lượng riêng của chất khí ở điều kiện làm việc:

$$\rho = 1{;}3\frac{273\left(745 - \frac{30}{13{,}6}\right)}{(273 + 310)760} = 0{,}595\,\text{kg}/\text{m}^3$$

Theo điều kiện tổn thất áp suất Δp không được quá 40 mm nước.

Tỷ số $\frac{\Delta p}{\gamma} = \frac{40}{0{,}595} = 67{,}2\,\text{m}$ không được nằm ngoài giới hạn yêu cầu (55-75m). Đối với thiết bị định hướng loại máng ống, có góc nghiêng mái chèo với mặt phẳng nằm ngang là 25°, hệ số sức cản thủy lực $\xi = 90$.



Hình 2.15 Tổ xy-cơ-lôn

Bảng 2.6

Đường kính các xy-cơ-lôn trong tổ hợp, mm	Lượng bụi cho phép lớn nhất g/m³	Mức độ hứng bụi lấy theo đường kính phần tử khí			Hệ số sức cản thủy lực khi góc nghiêng mái chèo.	
		5 μ	10 μ	15 μ	25°	30°
250	75	72	84	93	90	65
150	35	78	88	95		
100	15	82	91	96		

Tốc độ khí trong phần hình trụ của xy-cơ-lôn xác định theo công thức (2.12).

$$\omega = \sqrt{\frac{\Delta p \,.\, 2}{\xi \rho}} = \sqrt{\frac{40 \,.\, 19{,}6}{0{,}595 \,.\, 90}} = 3{,}84 \text{ m/s}$$

Lưu lượng khí trong mỗi phần tử của tổ xy-cơ-lôn

$$V_1 = 0{,}785\, D^2 3600\, \omega = 0{,}785 \,.\, 0{,}150 \,.\, 3600 \,.\, 3{,}84 = 244, \text{ m}^3/\text{giờ}$$

Số xy-cơ-lôn cần dùng trong tổ hợp:

$$n = \frac{7800}{244} = 32$$

Phân bố những phần tử xy-cơ-lôn thành 4 hàng theo hướng đi của dòng khí (8 phần tử trong một hàng).

THÍ DỤ TÍNH TOÁN MÁY RỬA KHÍ DÙNG BỌT ĐỂ LÀM SẠCH CHẤT KHÍ KHỎI BỤI

Xác định những kích thước căn bản của máy rửa khí dùng bọt để làm sạch bụi khỏi 50000 m³ khí trong một giờ khi nhiệt độ khí là 80°C. Lượng bụi của khí khi vào thiết bị $C_B = 0{,}01$ kg/m³. Mức độ làm sạch 0,99.

Giải:

Tốc độ trong tiết diện toàn phần của thiết bị là yếu tố căn bản để sự tạo thành bọt được tốt, do vậy điều quan trọng là phải chọn đúng tốc độ tính toán thì hiệu suất làm sạch mới cao.

Giới hạn trên của tốc độ khí cho phép là tốc độ ở đó sự lôi cuốn nước dưới dạng bụi tăng vọt. Theo những số liệu thực nghiệm thì trong các máy rửa khí có lớp bọt cao 30 ÷ 100 mm sự kích thích chất khí thành tia gây nên sự phá hủy bọt và sự phun thành tia mạnh bắt đầu khi tốc độ khí trong tiết diện toàn phần thiết bị (phía dưới ghi) từ 2,7 đến 3,5 m/s. Thông thường tốc độ giới hạn trên của khí dưới ghi khoảng 3 m/s.

Lớp bọt trên ghi càng cao và tiết diện tự do của ghi càng lớn thì càng giảm khả năng phun bã của khí. Giảm đường kính các lỗ (khi giữ tiết diện tự do của ghi không đổi) cũng có khả năng giảm sự phun thành tia. Thông thường giới hạn dưới của tốc độ khí đối với thiết bị tạo bọt là tốc độ mà ở đó sự tạo thành bọt giảm xuống mạnh.

Đối với những máy rửa khí dùng bọt có tiết diện tự do của ghi lớn và đường kính các lỗ lớn, giới hạn dưới là tốc độ khí mà ở đó phần lớn chất lỏng chảy qua các lỗ, kết quả là chiều cao bọt trở nên bé không đáng kể. Đối với những điều kiện thông thường, giới hạn dưới của tốc độ tính toán có thể xem bằng 1 m/s.

Lấy tốc độ khí trung bình $\omega = 2{,}3$ m/s. Xác định tiết diện ngang của thiết bị:

$$f = \frac{50000}{3600 \,.\, 2{,}3} = 6 \text{ m}^2$$

Máy rửa khí có thể tròn hay có tiết diện hình chữ nhật. Trong thiết bị tròn, luồng khí được đảm bảo đều hơn, trong thiết bị hình chữ nhật và phân phối chất lỏng tốt hơn. Lấy thiết bị có tiết diện hình chữ nhật kích thước 3 × 2 m, nước đưa vào chính giữa (hình 2.16).

Tính lượng nước đưa vào khác nhau, phụ thuộc vào nhiệt độ của chất khí. Đối với khí lạnh, những yếu tố thủy động học gây ảnh hưởng lớn nhất về lưu lượng nước, đối với khí nóng lưu lượng nước xác dịnh bằng cân bằng nhiệt. Khi làm sạch chất khí khỏi bụi có nhiệt độ thấp hơn 100° sự tính toán lượng nước đưa vào xuất phát từ quá trình thủy động học và cân bằng vật chất làm sạch khí. Trong những điều kiện thông thường để giữ cho sự tạo thành bọt khá đều đặn trên toàn bộ mặt ghi, cần để cho không quá 50% lượng nước đưa vào chảy qua các lỗ, vì sự chảy xuống quá mạnh sẽ tạo nên một lớp nước không đều trên các mặt ghi.

Lưu lượng nước trong máy rửa khí gồm:

1) Nước hao hụt chảy xuống

2) Nước chảy trào ra

Sự bốc hơi của nước rất bé không đáng kể. Lượng nước chảy qua các lỗ của ghi được xác định bằng trọng lượng hạt bụi hứng được và thành phần huyền phù đã cho, và sau đó chọn ghi có tiết diện tự do, đường kính các lỗ và những số liệu khác đã cho như thế nào để đảm bảo được mức hao hụt đã định. Nồng độ bụi C_R ứng với thể tích khí trước thiết bị qui về điều kiện chuẩn.

Với các mức làm sạch đã cho η nồng độ bụi trong khí sau khi rửa được xác định theo công thức[1]

$$C_R = C_V(1 - \eta) = 0{,}01(1 - 0{,}99) = 0{,}0001 \text{ kg} / \text{m}^3$$

Lượng bụi hứng được:

$$G_y = V_o(C_V - C_R) = 50.000 \,.\, \frac{273}{273 + 80}(0{,}01 - 0{,}001) = 383 \text{ kg/giờ}$$

Nếu biết nồng độ huyền phù c tính bằng kg/kg (tỉ số R:L) thì lượng hao hụt L_y (thể tích nước cần để tạo thành huyền phù) có thể xác định theo công thức:

$$L_y = \frac{KG_{yA}}{1000c} \text{ m}^3 / \text{giờ}$$

(1) Nồng độ này không khác lượng bụi của khí (tính bằng kg/m^3) sau thiết bị bao nhiêu; bởi vì lượng khí sau thiết bị tăng thêm 1 ÷ 2% (do nước bốc hơi trong máy rửa khí)

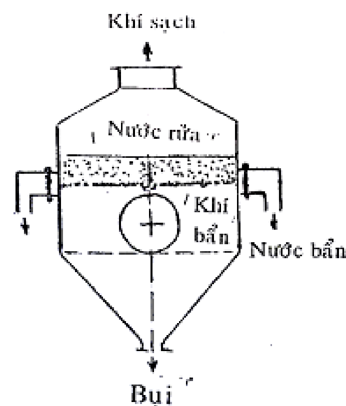
Trong đó: K - hệ số phân phối bụi giữa lượng nước hao hụt chảy xuống và lượng nước tràn ra, biểu thị bằng tỷ số lượng bụi rơi xuống nước hao hụt và số lượng bụi chung hứng được, thường thường $K = 0,6 \div 0,8$.

Theo nguyên tắc, nồng độ huyền phù nằm trong giới hạn tỷ số khối lượng R:L bằng $1:5 \div 1:10$.

Nếu huyền phù có nồng độ cao hơn 1:5 có thể làm tắc các lỗ ghi (đặc biệt khi đường kính các lỗ bé).

Nếu thu được huyền phù có R:L < 1:10 thì không hợp lý vì thể tích quá lớn.

Lấy c = 1:8 = 0,125 kg/kg và K = 0,7. Lúc đó:



Hình 2.16. Máy rửa khí dùng bọt

* Trên tất cả bề mặt ghi:

$$L_y = \frac{0,7 . 383}{1000 . 0,125} = 2,14\ m^3/giờ$$

* Trên 1 m^2 bề mặt ghi:

$$\frac{2,41}{6} = 0,36\ m^3/m^2\ giờ$$

Vì rất khó xác định kích thước của ghi theo lượng hao hụt đã cho, và kể cả số nước sau này khi chảy qua ghi bốc hơi một phần, chúng ta lấy hệ số dự trữ là 1,5, nghĩa là lấy $L_y = 1,5 . 2,14 \approx 3,3\ m^3/giờ$ hay $0,55\ m^3/m^2$ giờ

Lượng nước trào ra xác định theo công thức: $L_c = ib$

Trong đó:

i - cường độ dòng nước từ ghi trào ra m^3m giờ

b - Chiều rộng ghi trước của nước trào ra, bằng chiều dài của cửa nước trào ra ngoài, m.

Lấy i = 1 m^3/m giờ, đối với kiểu thiết bị đã chọn (nước trào ra 2 bên) chúng ta tìm thấy:

$$L_c = 1 . 2 . 2 = 4\ m^3/giờ$$

Lượng nước tiêu hao chung: $L = 3,3 + 4 = 7,3\ m^3/giờ$

Lượng nước tiêu hao riêng: $\frac{7300}{50.000} = 0,146\ ^{lit}/_{m^3}$ khí

Lượng nước hao hụt L_y, so với lượng nước tiêu hao chung L:

$$\frac{3,3}{7,3} . 100 = 45\%$$

Điều đó có thể chấp nhận được (L cần phải $\geq 2L_y$). Đặc tính căn bản của ghi (đường kính và bước của các lỗ) được chọn xuất phát từ lượng nước hao hụt cần thiết.

Người ta đã xác định rằng lượng nước hao hụt lớn dần khi tăng đường kính lỗ và chiều cao lớp khởi điểm([1]) của chất lỏng trên ghi h_o.

Lượng nước hao hụt tăng nhanh khi giảm tốc độ khí các lỗ xuống dưới 4-6/s (phụ thuộc vào d_o và h_o) và giảm mạnh khi tăng tốc độ khí lớn hơn 13 - 15 m/s, và có thể làm bụi lấp kín ghi. Ngoài ra tăng tốc độ khí trong các lỗ trên ghi có một lớp nước (bọt) không lớn lắm đặc trưng cho các máy rửa khí, thì sẽ dẫn tới sự tan vỡ chất khí thành tia và sự tạo thành tia mạnh.

Muốn đảm bảo cho máy rửa khí làm việc bình thường cần chọn tốc độ khí trong các lỗ to của ghi trong khoảng $8 \div 13$ m/s: và đối với ghi có lỗ nhỏ hơn, trong khoảng $7 \div 10$ m/s, tùy theo lượng bụi khởi đầu của khí, những dao động lưu lượng khí có thể có và ở những điều kiện khác.

Tính nồng độ bụi đáng kể trong chất khí (10 g/m^3) và chế tạo ghi tương đối dễ dàng (với những lỗ nhỏ và khoan lỗ dễ dàng), chúng ta qui định ghi có lỗ to, đối với những lỗ này nên lấy tốc độ tính toán của khí từ 8 đến 13 m/s. Cho rằng dao động lưu lượng của thiết bị phát sinh theo chất khí, trên căn bản, về phía (điều kiện thông thường), chúng ta chọn tốc độ khí ω_o = 12 m/s. Vậy tỷ số bề mặt tiết diện tự do của ghi với bề mặt tiết diện thiết bị f là:

$$\frac{f_o}{f} = \frac{\omega}{\omega_o z} = \frac{2,3}{12 \,.\, 0,95} = 0,2$$

Trong đó: z = 2,95 - hệ số biểu thị các điểm tựa của ghi choán tường chiếm 5% bề mặt tiết diện tự do.

Khi phân phối lỗ ghi theo hình lục giác với bước là t (hình 2.17) thì bề mặt có nét gạch bằng:

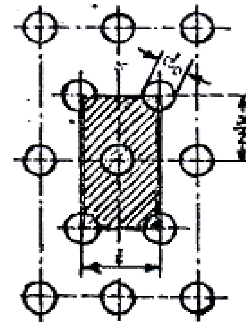
$$s = tx = t2 \,.\, \sqrt{d1^2 - \frac{t^2}{4}} = 1,73t^2$$

Trên bề mặt ấy có 2 lỗ đường kính d_o.

Bề mặt các lỗ:

$$S_o = 0,785d_o^2 = 1,57d_o^2$$

Như đã tìm thấy ở trên, tỷ số $\frac{S_o}{S}$ phải bằng 0,2:



Hình 2.17. Phân bố lỗ trên ghi

(1) - Lớp khởi điểm là chiều cao của lớp nước không có bọt biến thành lớp bọt có chiều cao đã cho.

$$\frac{1,57d_o^2}{1,73t^2} = 0,2$$

Từ đó: $t = \sqrt{\frac{1,57d_o^2}{1,73 \cdot 0,2}}$

Trường hợp đường kính lỗ $d_o = 5$ mm

$$t = \sqrt{\frac{0,91 \cdot 25}{0,2}} = 10,7 \approx 11 \text{ mm}$$

Chiều cao cửa tràn ra kể từ ghi được xác định bằng cách tính toán sự tạo thành lớp bọt trước khi tràn có chiều cao 60 ÷ 100 mm (tùy theo độ sạch đã cho).

Tính chiều cao lớp bọt cần thiết trên ghi để đảm bảo mức độ làm sạch cho nước η = 0,99.

Hệ số vận tốc của thiết bị rửa khí:

$$K_p = 2\eta\omega(2 - \eta) = 2 \cdot 0,99 \cdot 2,3 / (2 - 0,99) = 4,5 \text{ m/s}$$

Quan hệ giữa hệ số K_p và chiều cao lớp bọt H sao cho có thể giữ được hạt bụi có kích thước trung bình 15 - 20 μ ược thể hiện qua công thức.

$$H = K_p - 1,95\omega + 0,09 = 4,5 - 1,95 \cdot 2,3 + 0,09 = 0,1 \text{ m}$$

Mặt khác đối với thiết bị rửa khí:

$$H = 0,806 \cdot 10^{0,5} \cdot h_o^{0,6}$$

Ở đây: - h_o - chiều cao lớp nước ban đầu trên mặt ghi, m

Suy ra: $h_o = \left(\frac{H}{0,806 \cdot \omega^{0,5}}\right)^{1/0,6} = \left(\frac{0,1}{0,806 \cdot 2,3^{0,5}}\right)^{1/0,6} = 0,013$ m

Chiều cao lớp nước ban đầu h_o phụ thuộc vào lưu lượng nước và chiều cao giờ chảy tràn h_p theo công thức:

$$h_o = \varphi \sqrt[3]{i^2} + \psi h_p$$

Với: φ - hệ số đặc trưng cho quá trình chảy tràn.

Trong các thiết bị công nghiệp có thể lấy $\varphi = 3$.

ψ - mức độ chất lỏng chảy qua giờ chảy tràn, phụ thuộc vào khả năng tạo bọt trên ghi. Ở điều kiện làm việc có thể chọn $\psi = 0,4$.

Như vậy chiều cao giờ chảy tràn có thể tích (mm):

$$h_p = 2,5h_o - 7,5\sqrt[3]{i^2}$$

Trong trường hợp bài thí dụ: $\omega = 2,3$ m/s; $i = 1$ m^3/m.giờ:

$$h_p = 2,5 \cdot 13 - 7,5^{3}\ 1^2 = 25 \text{ mm}$$

Để đảm bảo chế độ làm việc ổn định khi thay đổi chế độ dòng lỏng và khí, lấy $h_p = 30$ mm.

Chiều cao tổng cộng của thiết bị rửa khí bao gồm:

- Chiều cao trên ghi h_1
- Chiều cao dưới ghi h_2
- Phần hình còn phía dưới h_c.

Các chiều cao này được tính toán dựa vào các quan hệ sau:

h_1 - Phụ thuộc vào tự tạo bọt

h_2 - Phụ thuộc vào dòng khí đưa vào thiết bị

h_c - Phụ thuộc vào tính chất của huyền phù.

THÍ DỤ TÍNH TOÁN MÁY LỌC CHÂN KHÔNG THÙNG QUAY

Tính máy lọc chân không thùng quay (xem hình 2.10) năng suất 2,8 tấn/ngày-đêm bã hydroxyde nikel theo những số liệu sau đây:

1) Độ chân không 400 mm thủy ngân; ($53{,}3 . 10^3$ Pa)
2) Trở lực riêng trung bình của bã $r = 43{,}21 . 10^{10}$ m/kg bã khô;
3) Trở lực riêng của vải lọc (chéo go) $r_{TK} = 11{,}43 . 10^{10}$ m / m^2;
4) Khối lượng chất rắn, đọng trong máy lọc khí thu được 1 m^3 nước lọc; $c = 207{,}5 kg/m^3$
5) Chiều dày lớp bã đã cho; $\delta = 5$ mm[(1)]
6) Thể tích bã ướt nhận được khi 1 m^3 nước lọc đi qua máy lọc; 0,686 m^3 / m^3
7) Khối lượng riêng bã ướt 1220 kg/m^3 (khi độ ẩm 75,25%) khối lượng riêng nước lọc 1110 kg/m^3;
8) Số ngăn của máy lọc $n = 24$ (giống như máy lọc thùng quay đã dùng);
9) Độ nhớt nước lọc (ở nhiệt độ c 50°C, $\mu = 1{,}51 . 10^{-3}$ Pa.s)
10) Thời gian sấy khô bã trong máy lọc; $\tau_o = 1{,}5$ phút
11) Nồng độ huyền phù ban đầu 10,67%.

Giải

Tính toán máy lọc chân không nghĩa là xác định bề mặt lọc cần thiết và chọn máy lọc theo catalog.

Có thể xác định bề mặt lọc theo biểu thức:

---

(1) Bề dày lớp ấy được giải thích bằng cấu tạo vô định hình của bã; đối với các chất bã kết tinh chiều dày lớp thường lớn hơn (15-20 mm)

$$F = V_o / V', m^2$$

Trong đó:

V_o - Năng suất máy lọc tính theo nước lọc m^3/giờ

V' - Năng suất 1 m^2 lọc tính theo nước lọc, bằng vn, m^3 / m^2 giờ

v - Năng suất 1 m^2 lọc trong một vòng, m^3 / m^2

n - Số vòng quay của máy lọc trong một giờ.

Xác định năng suất của máy lọc theo nước lọc.

Năng suất của máy lọc tính theo bã khô cần thiết là 2,8 tấn/ngày-đêm hay 117 kg/giờ. Qui sang bã ướt (độ ẩm 75,2%) năng suất sẽ là:

$$\frac{117 . 110}{24,8} = 472 \text{ kg/giờ}.$$

Lượng huyền phù để lọc có nồng độ 10,67% là $\frac{117 \times 100}{10,67} = 1096$ kg/giờ.

Do đó lượng nước lọc trong một trong giờ là 1096 - 472 = 642 kg/giờ hay là, với khối lượng riêng nước lọc 1110 kg/m^3, $\frac{624}{1110} = 0,56\, m^3 / $ giờ, và trong một ngày đêm 13,4 m^3/ngày đêm.

Vậy: $V_o = 0,56\, m^3 /$ giờ

Để xác định V' ta cần biết năng suất 1 m^2 máy lọc trong một vòng nghĩa là sau thời gian qua khu vực lọc τ, và số vòng quay của máy lọc trong một giờ.

Biết rằng thể tích bã ướt đọng lại trong máy lọc khi 1 m^3 nước lọc đi qua, bằng 0,686 m^3 / m^3. Trường hợp chiều dày lớp bã đã cho 5 mm, bề mặt khu vực lọc cần cho 1 m^3 nước lọc là $\frac{0,686}{0,005} = 137,5\, m^2 / m^3$. Rõ ràng qua 1 m^2 bề mặt khu vực lọc cho đi qua một thể tích nước lọc:

$$v = \frac{1}{137,5} = 0,00728\, m^3 / m^2$$

xác định số vòng quay của máy lọc, ta cần biết thời gian lọc τ (thời gian mà lớp bã dày 5 mm được tạo thành), muốn vậy chúng ta dùng phương trình cơ bản về lọc (2.13).

$$V^2 + 2VC = K\tau$$

Trong đó $V = 7,28 . 10^{-3}\, m^3 / m^2$

Chúng ta xác định hằng số K theo phương trình (2.15):

$$K = \frac{2\Delta_p}{\mu c r} = \frac{2 . 53300}{1,51 . 10^{-3} . 207,5 . 43,21 . 10^{10}} = 0,79 . 10^{-6}\, m^2 / s$$

Trong đó: Δp = 400 mm thủy ngân = 53300 Pa

$\mu = 1{,}51 \cdot 10^{-3}$ Pa.s

$c = 207{,}5$ kg/m^3

$r = 43{,}21 \cdot 10^{10}$ m/kg

Chúng ta xác định hằng số C theo phương trình (2.19)

$$C = \frac{r_{TK}}{r \cdot C} = \frac{11{,}43 \cdot 10^{10}}{43{,}21 \cdot 10^{10} \cdot 207{,}5} = 1{,}28 \cdot 10^{-3}\ m^3/m^3$$

Từ đó: $$\tau = \frac{7{,}28^2 \cdot 10^{-6} + 2 \cdot 7{,}28 \cdot 10^{-3} \cdot 1{,}28 \cdot 10^{-3}}{0{,}79 \cdot 10^{-6}} = 91\ s = 1{,}52\ \text{phút}$$

Để xác định số vòng quay của thùng quay cần tìm tốc độ góc quay của máy theo công thức:

$$\omega = \frac{300 - \varphi'}{\tau + \tau_c}$$

Trong đó:

τ = 1,52 phút thời gian lọc

τ_c = 1,5 phút thời gian sấy khô bã

φ' - góc chiếm bởi khu vực nhận bã và khu vực chết, lấy góc đó bằng 70° (dựa trên cơ sở số liệu thực nghiệm):

$$\omega = \frac{2\pi - 1{,}23}{3{,}02} = 1{,}67\ \text{rad / ph}$$

Từ đó $$\omega = \frac{360 - 70}{3{,}02} = 96{,}2\ \text{độ/phút}$$

Thời gian chung của một chu kỳ làm việc, hay là thời gian một vòng quay của thùng quay:

$$\tau_{oc} = \frac{360}{\omega} = \frac{360}{96{,}2} \approx 3{,}8\ \text{phút}$$

Số vòng quay của máy lọc trong một giờ: $n = \frac{60}{3{,}8} = 15{,}8$ vòng/h

Thời gian lấy bã, cạo bã và thời gian chết: $\tau_s = 3{,}8 - 1{,}52 = 2{,}28$ ph

Số ngăn máy lọc nằm trong thời gian trên: $z = 2{,}28 \cdot 24 / 3{,}8 \approx 14$

Số ngăn lọc: $z_e = 24 - 14 = 10$

Diện tích cần thiết của bề mặt lọc: $F = \frac{V_o}{vn} = \frac{0{,}56}{0{,}00728 \cdot 15{,}8} = 4{,}86\ m^2$

Chọn máy lọc thùng quay có diện tích bề mặt lọc 5 m^2

CHƯƠNG 3

SỰ TRUYỀN NHIỆT TRONG THIẾT BỊ HÓA HỌC

NHỮNG CÔNG THỨC TÍNH CƠ BẢN

1. Phương trình dẫn nhiệt của dòng nhiệt ổn định qua tường phẳng một lớp.

$$Q = \frac{\lambda}{\delta}(t_1 - t_2)F, \quad w \tag{3.1}$$

Hay
$$Q = \frac{t_1 - t_2}{r}F, \quad w \tag{3-2}$$

Trong đó: t_1 và t_2 - nhiệt độ bề mặt tường, °C;

F - bề mặt, m^2;

$r = \frac{\delta}{\lambda}$ - nhiệt trở của tường, $m^2s°C/j$

$\frac{\lambda}{\delta} = \frac{1}{r}$ - độ dẫn nhiệt của tường, $w/m^2.°C$

δ - chiều dày của tường, m;

λ - hệ số dẫn nhiệt, w/m.°C.

2. Đối với tường hình ống:

$$\delta = \frac{d_2 - d_1}{2} \tag{3-3}$$

3. Bề mặt trung bình:

$$F = \frac{\pi(d_2 - d_1)L}{\ln\frac{d_2}{d_1}} \tag{3.4}$$

4. Phương trình dẫn nhiệt của dòng nhiệt ổn định qua thành hình ống:

$$Q = \frac{2\pi\lambda(t_1 - t_2)}{\ln\frac{d_2}{d_1}}, w \tag{3.5}$$

Trong đó: L - chiều dài của ống, m;

d_1 - đường kính trong của ống, m;

d_2 - đường kính ngoài của ống, m.

Nếu $\frac{d_2}{d_1} < 2$ khi tính theo công thức (3.4) với độ chính xác cho phép có thể dùng theo diện tích trung bình của thành ống một lớp:

$$F = \frac{\pi(d_1 + d_2)L}{2}, m^2 \tag{3.6}$$

5. Phương trình dẫn nhiệt khi dòng nhiệt ổn định qua nhiều lớp tường phẳng:

$$Q = \frac{(t_1 - t_2)F}{\sum r}, w \quad ; \; r = \frac{\delta}{\lambda} \tag{3.7}$$

trong đó: t_1 và t_2 - nhiệt độ lớp ngoài và trong (hay ngược lại) của bề mặt tường nhiều lớp, °C.

• Đối với thành hình ống nhiều lớp:

$$Q = \frac{t_1 - t_2}{\sum \frac{r}{F}}, w \tag{3.8}$$

đồng thời mỗi một lớp tương ứng với bề mặt trung bình F của nó, xác định theo phương trình (3-4) hay (3-6).

6. Phương trình truyền nhiệt[1] đối với tường thẳng, cũng như đối với tường hình ống có chiều dày không dầy lắm so với đường kính:

$$Q = k \,.\, F\Delta t_{tb}, \; w \tag{3.9}$$

Nhiệt tải riêng hay mật độ dòng nhiệt (cường độ nhiệt):

$$q = \frac{Q}{F} = K \,.\, \Delta t_{tb}; \quad \frac{w}{m^2} \tag{3.10}$$

Trong công thức (3.9) và (3.10):

K - hệ số truyền nhiệt, w/m^2.°C.

F - bề mặt, m^2;

Δt_{tb} - hiệu số nhiệt độ trung bình của các chất tải nhiệt ở hai bên bề mặt tường (chênh lệch), °C.

7. Hệ số truyền nhiệt K trong phương trình (3.9) được tính theo công thức:

---

(1) Phương trình truyền nhiệt thường gọi là phương trình Niutơn-Phuriê.

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum\frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2} + \sum r_{cáu}}, \quad \frac{w}{m^2.°C} \tag{3.11}$$

Trong đó: α_1 và α_2 - hệ số cấp nhiệt; $w/m^2.°C$

$r_{cáu}$ - nhiệt trở của lớp cáu (tường bẩn).

• Đối với ống (tường hình ống) hệ số truyền nhiệt truyền K_l thường được tính trên 1m chiều dài ống. Khi đó:

$$K_l = \frac{3.14}{\frac{1}{\alpha_1 d_1} + \sum\frac{1}{2\lambda}\ln\frac{d_{ng}}{d_{tr}} + \frac{1}{\alpha_2 d_2} + \sum\frac{r_{cáu}}{d_{cáu}}}, \ w/m.°C \tag{3.12}$$

và phương trình (3-9) viết theo dạng:

$$Q = K_l L \Delta t_{tb}, \ w \tag{3.13}$$

Trong đó: L - chiều dài ống, m;

d_{ng} - đường kính ngoài của ống, m;

d_{tr} - đường kính trong của ống, m;

Chú thích: Khi trị số $\frac{d_{tr}}{d_{ng}} > 0,5$ tính truyền nhiệt đối với ống có thể dùng công thức như đối với tường phẳng [Khi $d_{tb} = 0,5(d_{tr} + d_{ng})$] sai số của phép tính này không quá 4%.

8. Nhiệt độ của bề mặt trong và ngoài của tường thiết bị truyền nhiệt và nhiệt độ trên lớp cáu tiếp giáp với tường phẳng được xác định theo hệ thống phương trình:

$$q = K\Delta t_{tb} = \alpha_1 \Delta t_1 = \frac{\Delta t_2 \lambda_1}{\delta_1} = \frac{\Delta t_3 \lambda_2}{\delta_2} = \frac{\Delta t_4}{r_{cáu}} = \dots = \alpha_2 \Delta t_n \tag{3.14}$$

Trong đó: q - mật độ dòng nhiệt, w/m^2

K - hệ số truyền nhiệt, $w/m^2.°C$

Δt_{tb} - hiệu số nhiệt độ trung bình, °C;

α_1, α_2 - hệ số cấp nhiệt, $w/m^2.°C$

λ_1, λ_2 - hệ số dẫn nhiệt của những tường thiết bị, w/m.°C.

$r_{cáu}$ - nhiệt trở của tường bẩn (lớp cáu), $m^2.s.°C/j$

$\Delta t_1, \Delta t_2, \Delta t_3 \dots$ - gradien nhiệt độ tương ứng với nhiệt truyền từ lưu chất đến tường (α_1), qua lớp cáu (lớp bẩn) ($r_{cáu}$), qua tường (δ_1, δ_2), từ tường đến lưu chất thứ hai (α_2).

9. Tính nhiệt trở của lớp cáu trên tường, hay lớp rỉ có thể lấy phỏng chừng theo trị số dẫn nhiệt $\frac{1}{r_{cáu}}$ phụ thuộc vào tính chất của chất tải nhiệt hay là dạng của lớp cặn.

Trị số $\frac{1}{r_{cáu}}$ cho ở trong phụ lục.

Khi thiết bị không được sạch hay là có ăn mòn mạnh, thì trị số của độ dẫn nhiệt của lớp cặn ở trên tường $\frac{1}{r_{cáu}}$ có thể giảm đến 500 kcal/m^{2}h và thấp hơn.

10. Hiệu số nhiệt độ trung bình Δt_{tb} trong công thức (3-9) và (3-10) được xác định như sau:

a) Đối với dòng chảy ngược chiều và xuôi chiều

$$\Delta t_{tb} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} \qquad (3.15)$$

Trong đó Δt_1 và Δt_2 hiệu số nhiệt độ của 2 dòng lưu chất ở đầu vào và đầu ra của thiết bị trao đổi nhiệt, °C.

• Nếu tỷ lệ giữa hiệu số nhiệt độ Δt_1 đối với Δt_2 không quá 2 (nghĩa là nếu $\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} < 2$) thì với mức chính xác cho phép phương trình (3.15) có thể lấy gần đúng:

$$\Delta t_{tb} = \frac{\Delta t_1 + \Delta t_2}{2} \qquad (3.16)$$

có nghĩa là tính hiệu số nhiệt độ trung bình trong thiết bị trao đổi nhiệt theo trung bình số học.

Ta có nhận xét, theo phương trình (3-15) nếu $\Delta t_1 = 0$ hay $\Delta t_2 = 0$ thì $\Delta t_{tb} = 0$.

Những công thức (3.15) và (3.16) dùng được với điều kiện, khi thiết bị trao đổi nhiệt có:

1) Trị số của hệ số truyền nhiệt K không đổi dọc theo bề mặt trao đổi nhiệt.

2) Đương lượng nước Gc của mỗi lưu chất tải nhiệt là không đổi dọc theo bề mặt trao đổi nhiệt.

Nếu ở trong thiết bị trao đổi nhiệt nào đó tiến hành liên tiếp hai quá trình khác nhau như làm lạnh hơi quá nhiệt, sau đó cho ngưng tụ, thì khi tính Δt_{tb} được tính riêng đối với từng khu vực làm lạnh và khu vực ngưng tụ.

b) Đối với dòng gấp khúc (như thiết bị trao đổi có nhiều ngăn) và dòng chéo góc:

$$\Delta t_{tb} = \varepsilon_{\Delta t} \cdot \Delta t_{\uparrow\downarrow} \qquad (3.17)$$

Trong đó: $\varepsilon_{\Delta t}$ - hệ số điều chỉnh đối với hiệu số nhiệt độ trung bình $\Delta t_{\uparrow\downarrow}$ của dòng ngược chiều.

Trị số của hệ số $\varepsilon_{\Delta t}$ tìm trong các đồ thị riêng, những ví dụ của đồ thị này cho trong phụ lục.

Trong đồ thị, người ta đặt đại lượng P theo trục hoành

$$P = \frac{t''_1 - t'_1}{T'_2 - t'_1} = \frac{\text{sự nóng lên của lưu chất lạnh}}{\text{hiệu số nhiệt độ ban đầu}}$$

Trên trục tung đặt đại lượng $\varepsilon_{\Delta t}$

Thông số R:

$$R = \frac{T'_2 - T''_2}{t''_1 - t'_1} = \frac{\text{sự lạnh xuống của lưu chất nóng}}{\text{sự nóng lên của lưu chất lạnh}}$$

Trong tất cả mọi trường hợp: dòng gấp khúc có hiệu số nhiệt độ trung bình nhỏ hơn dòng ngược chiều và lớn hơn dòng xuôi chiều.

11. Xác định nhiệt độ trung bình của chất tải nhiệt t_f.

Nếu trong quá trình trao đổi nhiệt mà cả hai lưu chất đều thay đổi nhiệt độ, thì ta có thể tính nhiệt độ theo trung bình số học cho lưu chất có biến đổi nhiệt độ tuyệt đối ít hơn, nghĩa là nếu:

$$(t_{d1} - t_{c1}) < (t_{c2} - t_{d2})$$

$$t_{f1} = \bar{t}_1 = \frac{t_{d_1} + t_{c_1}}{2} \tag{3.18}$$

Nhiệt độ trung bình của lưu chất kia t_{f2} tính theo công thức:

$$t_{f2} = t_{f1} \pm \Delta t_{tb} \tag{3.19}$$

Ở đây Δt_{tb} hiệu số nhiệt độ trung bình của hai lưu chất, tìm theo công thức (3.15)

12. Trong những trường hợp, khi dọc theo bề mặt trao đổi nhiệt các trị số của hệ số truyền nhiệt K hay các đại lượng như đương lượng nước (tích số giữa lưu lượng khối lượng của lưu chất với nhiệt dung của nó) bị thay đổi nhiều, thì hiệu số nhiệt độ trung bình lôgarit [phương trình (3-15)] không dùng để tính được.

Trong trường hợp này ta phải dùng phương trình vi phân về truyền nhiệt để tính:

$$dF = \frac{G.c\,dT}{k(T - t)}$$

$$F = -\int_{T'_2}^{T''_2} \frac{G.c\,dT}{k(T - t)} \tag{3.20}$$

và giải bằng phương pháp tích phân đồ thị.

CẤP NHIỆT ĐỐI LƯU

Dưới đây là những số và chuẩn số cơ bản [các công thức (3.21) ÷ (3.26)] và những công thức tính để xác định hệ số cấp nhiệt (α) dùng cho các trường hợp cơ bản của truyền nhiệt đối lưu trong các thiết bị nhiệt ngành hóa học.

I- Sự cấp nhiệt không kèm theo sự biến đổi pha của lưu chất:

1) Chuyển động cưỡng bức:

Chảy theo chiều dọc ống, chế độ chảy rối, quá độ, màng: công thức (3.27) ÷ (3.35)

Chảy vuông góc với chùm ống nhẵn: công thức (3.36) ÷ (3.40)

Chảy vuông góc với chùm ống có lá chắn: công thức (3.41) ÷ (3.42)

Chảy theo chiều dọc của tường phẳng: công thức (3.43) ÷ (3.46)

Chất lỏng chảy thành màng theo bề mặt thẳng đứng: công thức (3.47) ÷ (3.50)

Chất lỏng chuyển động do khuấy: công thức (3.51) ÷ (3.52)

2) Chuyển động tự do: công thức (3.53) ÷ (3.60)

II. Sự cấp nhiệt có kèm theo sự biến đổi pha:

1) Hơi ngưng tụ thành màng: công thức (3.61) ÷ (3.70)

2) Chất lỏng sôi: công thức (3.71) ÷ (3.76)

III. Sự truyền nhiệt khi các lưu chất tiếp xúc trực tiếp: công thức (3.77) ÷ (3.79)

13- Những chuẩn số đồng dạng cơ bản trong các công thức cấp nhiệt đối lưu:

- Chuẩn số cấp nhiệt Nusselt:

$$Nu = \frac{\alpha l}{\lambda} \qquad (3.21)$$

đặc trưng cho khả năng trao đổi nhiệt giữa lưu chất - tường.

- Chuẩn số Prandtl:

$$Pr = \frac{\nu}{a} \qquad (3.22)$$

đặc trưng cho tính chất vật lý của lưu chất

- Chuẩn số chuyển pha:

$$K = \frac{r}{c \cdot \Delta t} \qquad (3.23)$$

là tỷ số giữa nhiệt lượng cần thiết để chuyển pha của vật chất so với nhiệt lượng để làm lạnh (đun nóng) một trong hai pha này (ví dụ ngưng tụ) ở nhiệt độ bão hòa.

- Chuẩn số Reynolds:

$$Re = \frac{\omega l}{\nu} = \frac{\omega l \rho}{\mu} \qquad (3.24)$$

đặc trưng cho quan hệ giữa lực quán tính và lực ma sát của các phân tử trong lưu chất.

• Chuẩn số Galilei:

$$Ga = \frac{Re^2}{Fr} = \frac{gl^3}{\nu^2} = \frac{gl^3\rho^2}{\mu^2} \qquad (3.25)$$

đặc trưng cho quan hệ giữa lực ma sát của phân tử với trọng lực của dòng.

• Chuẩn số Grashof:

$$Gr = Ga \, . \, \beta\Delta t = \frac{gl^3}{\nu^2}\beta \, . \, \Delta t \qquad (3.26)$$

đặc trưng cho quan hệ giữa lực ma sát phân tử và lực kéo lên do tỷ trọng khác nhau, ở điểm có nhiệt độ không giống nhau trong cùng một lưu chất.

Trong các công thức (3.21) ÷ (3.26):

α - hệ số cấp nhiệt, w/m^2.°C

β - hệ số giãn nở thể tích, 1/°C;

ρ - khối lượng riêng, kg/m^3

λ - hệ số dẫn nhiệt, w/m.°C

Δt trong chuẩn số K: hiệu số giữa nhiệt độ bão hòa và tường, °C;

Δt trong chuẩn số Gr: hiệu số giữa nhiệt độ bề mặt tường và chất lỏng (hay ngược lại), °C;

μ - hệ số độ nhớt động lực học, $\frac{N.s}{m^2}$

ν - hệ số độ nhớt động học, m^2 / s;

$a = \frac{\lambda}{c_p \cdot \rho}$ - hệ số dẫn nhiệt độ, m^2/s

c_p - nhiệt dung riêng đẳng áp, j/kg.°C

g - gia tốc trọng trường, m/s^2;

l - kích thước hình học cần xác định (kích thước này được xác định theo từng trường hợp trao đổi nhiệt), m;

r - ẩn nhiệt ngưng tụ, j/kg

ω - tốc độ của chất lỏng hoặc khí, m/s

Những thông số vật lý trong công thức (3.21)-(3.26) tra ở các sổ tay ứng với từng nhiệt độ nhất định của từng trường hợp trao đổi nhiệt, trong đó các nhiệt độ ký hiệu khác nhau như sau:

t_w - nhiệt độ trung bình của tường.

t_f - nhiệt độ trung bình của chất lỏng (khí)

$t_m = 0,5(t_w + t_f)$ - nhiệt độ của lớp màng, đó là nhiệt độ trung bình giữa t_f và t_w

SỰ CẤP NHIỆT KHÔNG KÈM THEO SỰ BIẾN ĐỔI PHA

A. CHUYỂN ĐỘNG CƯỠNG BỨC

14. Sự cấp nhiệt khi chuyển động rối trong ống thẳng (Re > 10.000):

$$Nu = 0{,}021\varepsilon_1 Re^{0,8} \cdot Pr^{0,43} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_w}\right)^{0,25} \quad (3.27)$$

Ở đây: $Nu = \frac{\alpha d_{td}}{\lambda}$ - chuẩn số Nusselt;

$Re = \frac{\omega \cdot d}{\nu}$ - chuẩn số Reynolds

Pr và Pr_w - chuẩn số Prandtl của lưu chất (ở nhiệt độ t_f và ở t_w);

$\omega = \frac{V_s}{f}$ - tốc độ trung bình của lưu chất, m/s;

V_s - lưu lượng chất lỏng (khí) trong 1 s, m^3/s;

d_{td} - đường kính tương đương, m;

• Nếu f là diện tích làm việc của dòng chuyển động, còn Π là toàn bộ chu vi (chu vi thấm ướt). Phần chu vi này không phụ thuộc theo phần chu vi tham gia trao đổi nhiệt thì:

$$d_{td} = \frac{4f}{\Pi} \quad (3.28)$$

Đối với ống tròn, $d_{td} = d$.

• Hệ số điều chỉnh ε_1 tính đến sự ảnh hưởng của hệ số cấp nhiệt phụ thuộc theo tỷ lệ giữa chiều dài L với đường kính d của ống được chỉ dẫn trong bảng 3-1 (khi chuyển động rối).

Bảng 3-1

L/d \ Re	10	20	30	40	50 và lớn hơn
$1 \cdot 10^4$	1,23	1,13	1,07	1,03	1
$2 \cdot 10^4$	1,18	1,10	1,05	1,02	1
$5 \cdot 10^4$	1,13	1,08	1,04	1,02	1
$1 \cdot 10^5$	1,10	1,06	1,03	1,02	1
$1 \cdot 10^6$	1,05	1,03	1,02	1,01	1

• Công thức (3.27) có thể dùng đối với ống và rãnh có tiết diện ngang bất kỳ không những khi đun nóng mà ngay cả khi làm lạnh chất lỏng và chất khí. Ảnh hưởng chiều hướng của dòng nhiệt được tính theo tỷ lệ Pr/Pr_w. Đối với chất lỏng có thể xác định gần đúng theo toán đồ (phụ lục), còn đối với nước thì theo bảng 39.

• Trong công thức (3.27) trị số của những hằng số vật lý lấy như sau:

a) Trong trường hợp tính chuẩn số Pr_w lấy ở nhiệt độ tường tiếp xúc với dòng lưu chất.

b) Trong trường hợp tính chuẩn số Nu, Re và Pr lấy ở nhiệt độ trung bình của chất lỏng (khí):

$$t_f = \frac{t_d + t_c}{2} \tag{3.29}$$

• Toán đồ để tính công thức (3.27) mô tả ở phụ lục. Cần chú ý rằng hệ số tính đến sự điều chỉnh hướng dòng nhiệt $\left(\frac{Pr}{Pr_w}\right)^{0,25}$ trong công thức (3.27) và trong những công thức khác khi mà hiệu số $t_f - t_w$ không lớn lắm thì gần bằng 1.

• Đối với chất lỏng giọt khi tăng nhiệt độ thì chuẩn số Pr giảm xuống (hình XIII). Cho nên, đối với chất lỏng giọt đại lượng $\left(\frac{Pr}{Pr_w}\right)$ lớn hơn 1 khi đun nóng chất lỏng và nhỏ hơn 1 khi làm nguội chất lỏng.

15. Đối với ống xoắn, dùng công thức (3.27) thì trị số α (của ống thẳng) cần nhân với trị số x để tính độ cong tương đối của ống xoắn:

$$x = 1 + 3,54\frac{d}{D} \tag{3.30}$$

Ở đây: d - đường kính trong của ống xoắn;

D - đường kính vòng xoắn.

Ống trong thiết bị trao đổi nhiệt xoắn ốc thường rất dài, do đó sức cản thủy lực rất lớn. Thường thường tốc độ của lưu chất trong ống xoắn đối với chất lỏng lấy 0,3-0,8 m/s, đối với khí ở áp lực thường từ 3-10 kg/m^2s.

16. Đối với chất khí công thức (3.27) được đơn giản vì trong trường hợp nguyên tử của những khí là đồng nhất, nên chuẩn số Pr là đại lượng gần không đổi, không phụ thuộc vào nhiệt độ và áp suất [(1)].

Do đó $Pr / Pr_w = 1$

Trị số gần đúng của chuẩn số Pr đối với các khí:

Khí đơn nguyên tử	0,67
Khí hai nguyên tử	0,72
Khí ba nguyên tử	0,8
Khí bốn nguyên tử hoặc nhiều hơn	1

Trị số chính xác của chuẩn số Pr đối với các khí cho ở các sổ tay. Vậy công thức (3.27) đối với chất khí có thể viết theo dạng:

$$Nu = C\,\varepsilon_1\,Re^{0,8} \tag{3.31}$$

---

(1) Khi áp suất không cao lắm.

Ví dụ, đối với không khí:

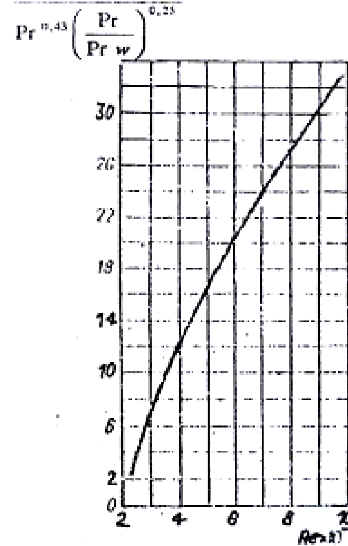
$$Nu = 0,018\,\varepsilon_1\, Re^{0,8} \qquad (3.32)$$

17- Sự cấp nhiệt khí ở chế độ chảy quá độ (2300 < Re < 10.000) trong ống và rãnh thẳng:

Công thức chính xác đối với khu vực đó không có. Ta tính toán sơ bộ theo đồ thị (hình 3-1). Đối với ống gẫy khúc ta tiến hành điều chỉnh - xem công thức (3.30).

18. Sự cấp nhiệt ở chế độ chảy tầng, chảy màng, (Re < 2300) trong ống thẳng:

• Trong điều kiện dòng chảy không đẳng nhiệt, chuyển động dòng song song (chảy màng) hầu như không thể có được, vì xuất hiện đối lưu nên lưu chất chảy rối. Sự chuyển động rối đó phụ thuộc vào vị thế nằm ngang hay thẳng đứng của ống, chiều chuyển động đi xuống hay đi lên, tự do hay cưỡng bức của chất lỏng v.v. Tính toán chính xác sự ảnh hưởng của những yếu tố này rất khó. Thực tế tính toán khi 10 < Re < 2000 đều dùng được công thức gần đúng như sau:



Hình 3.1 Sự phụ thuộc của tỷ số $\dfrac{Nu}{Pr^{0,43}\left(\dfrac{Pr}{Pr_w}\right)^{0,25}}$ *vào chuẩn số Re ở chế độ chảy quá độ*

$$Nu = 0,15\ \varepsilon_1 . Re^{0,33} . Pr^{0,43} . Gr^{0,1} . \left(\frac{Pr}{Pr_w}\right)^{0,25} \qquad (3.33)$$

Trị số hệ số ε_1 đối với chế độ chảy tầng (chảy màng) cho ở trong bảng 3-2.

Bảng 3-2

L/d_{td}	10	15	20	30	40	50 và lớn hơn
ε_1	1,28	1,18	1,13	1,05	1,02	1

Trong công thức (3.33) giá trị các hằng số vật lý lấy như sau:

a) Trường hợp tính chuẩn số Pr lấy ở nhiệt độ bề mặt tường, tiếp xúc với lưu chất;

b) Trường hợp tính các chuẩn số còn lại lấy ở nhiệt độ trung bình của dòng:

$$t_f = \frac{t_d + t_c}{2} \qquad (3.34)$$

Ở đây: t_d và t_c - nhiệt độ ban đầu và ban cuối của chất lỏng.

Đối với nước công thức (3.33) viết theo dạng:

$$\alpha = B\frac{\omega^{0,33} . \Delta t^{0,1}}{d^{0,37}}\left(\frac{Pr}{Pr_w}\right)^{0,25} \qquad (3.35)$$

đại lượng $B = \dfrac{0,17\lambda\,(g\beta)^{0,1} Pr^{0,43}}{\nu^{0,53}}$ có trị số phụ thuộc vào nhiệt độ trung bình của nước (bảng 3-3).

Bảng 3-3

t nước, °C	10	20	30	40	50	80	100	200
B	140	162	178	188	203	215	224	245

19. Sự cấp nhiệt khi dòng chảy vuông góc với chùm ống nhẵn:

• Hệ số cấp nhiệt khi dòng chảy vuông góc với chùm ống sắp thẳng hàng, đối với dãy ống thứ 3 và các dãy sau, có thể tính bằng công thức:

$$Nu = 0{,}23\,\varepsilon_\varphi Re^{0,65}\,.\,Pr^{0,33}\,.\left(\frac{Pr}{Pr_w}\right)^{0,25} \tag{3.36}$$

• Khi dòng chảy vuông góc với chùm ống sắp kiểu xen kẽ, đối với dãy ống thứ ba và các dãy tiếp sau công thức tính có dạng:

$$Nu = 0{,}41\varepsilon_\varphi Re^{0,6}\,.\,Pr^{0,33}\,.\left(\frac{Pr}{Pr_w}\right)^{0,25} \tag{3.37}$$

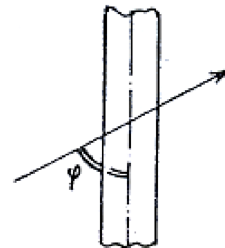
- Trong các công thức (3.36) và (3.37) để xác định nhiệt độ đối với chuẩn số Nu, Re và Pr ta lấy theo nhiệt độ trung bình của chất lỏng (khí), còn đối với chuẩn số Pr_W lấy theo nhiệt độ của tường, tiếp xúc với lưu chất.

- Kích thước xác định lấy theo đường kính ngoài của ống (không theo đường kính tương đương)

- Tốc độ của dòng ở trong chuẩn số Re lấy ở chỗ tiết diện hẹp nhất của chùm ống.

- Khi nghiên cứu những vấn đề này, theo các số liệu thí nghiệm đã chứng minh rằng, sự cấp nhiệt thực tế không phụ thuộc vào khoảng cách tương đối giữa các ống.

- Hệ số ε_φ tính đến ảnh hưởng của góc tới φ:



Hình 3.2 . Góc tới

φ^o	90	80	70	60	50	40	30	20	10
ε_φ	1	1	0,98	0,94	0,88	0,87	0,67	0,52	0,42

• Các công thức (3.36) và (3.37) đúng với bất kỳ chất lỏng và chất khí nào khi trị số Re từ 200 đến $2\,.\,10^5$.

• Trị số α đối với dãy ống đầu tiên trong chùm ống thì tính bằng cách nhân α, xác định theo công thức (3.36) và (3.37) với hệ số $\varepsilon_\alpha = 0{,}6$

• Đối với dãy ống thứ hai: khi xếp thẳng hàng $\varepsilon_\alpha = 0{,}9$, khi xếp xen hàng $\varepsilon_\alpha = 0{,}7$. Từ hàng thứ 3 trở đi: $\varepsilon_\alpha = 1$.

• Đại lượng trung bình α đối với tất cả chùm ống xác định theo công thức:

$$\alpha_{chùm} = \frac{\alpha_1 F_1 + \alpha_2 F_2 + \alpha_3 F_3 + \ldots}{F_1 + F_2 + F_3 + \ldots} \quad (3.38)$$

Ở đây: $\alpha_1, \alpha_2, \alpha_3 \ldots$ - hệ số cấp nhiệt của từng dãy ống,

$F_1, F_2, F_3 \ldots$ - diện tích truyền nhiệt của tất cả các ống trong mỗi dãy.

• Để cho đúng hơn, trong công thức (3.38) khi số dãy ống lớn hơn ta lấy gần đúng $\alpha_{chùm} = \alpha_3$

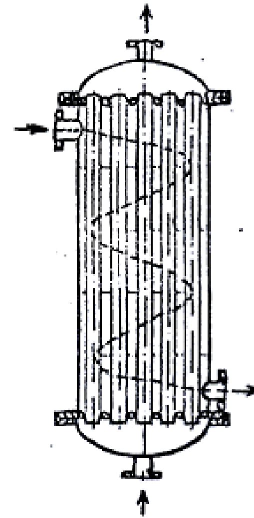
20- Đối với chất khí, công thức (3.36) và (3.37) được đơn giản, như đối với không khí. Khi ống xếp thẳng hàng:

$$Nu = 0,21\varepsilon_\varphi Re^{0,65} \quad (3.39)$$

Khi ống xếp xen hàng:

$$Nu = 0,37\varepsilon_\varphi Re^{0,65} \quad (3.40)$$

21. Trong thiết bị trao đổi nhiệt loại ống chùm có tấm chắn ngang (hình 3.3) lưu chất chỉ chuyển động một phần đường ngang qua khoảng trống ở giữa các ống; ngoài ra nó có thể chảy qua khe giữa các tấm chắn ngang và vỏ thành hay ống chùm. Trong trường hợp này để tính gần đúng có thể dùng công thức (3.36) và (3.37) và lấy hệ số $\varepsilon_\varphi = 0,6$.



Hình 3-3: Thiết bị trao đổi nhiệt loại vỏ ống có tấm ngăn phía vỏ

22. Sự cấp nhiệt khi lưu chất chảy quanh chùm ống có gân (cánh):

Công thức tính có dạng:

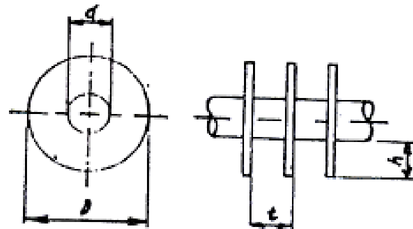
$$Nu = C\left(\frac{d}{t}\right)^{-0,54} \cdot \left(\frac{h}{t}\right)^{-0,14} . Re^n . Pr^{0,4} \quad (3.41)$$

Trong công thức này (hình 3-4):

d - đường kính ngoài của ống dẫn, m;

t - bước gân (cánh), m.

$h = \frac{D - d}{2}$ - chiều cao gân, m.



Hình 3.4. Ống có gân ngang

Đối với chùm ống, xếp thẳng hàng:

$C = 0,116; n = 0,72$

Đối với chùm ống xếp xen kẽ:

$C = 0,25; n = 0,65$

Trong chuẩn số Nu và Re, t - bước gân được thay thế bằng kích thước chiều dài xác định, tốc độ của dòng nước tính theo tiết diện hẹp nhất. Trị số những hằng số vật lý phải lấy ở nhiệt độ trung bình của dòng:

• Công thức (3.41) được ứng dụng khi Re = 3000 ÷ 25000 và khi

$$3 < \frac{d}{t} < 4,8$$

• Theo hệ số cấp nhiệt đối lưu α được tính từ công thức (3.41), người ta xác định hệ số cấp nhiệt α_{tt} thực tế theo đồ thị (hình 3-5) và thay thế hệ số này vào công thức đối với hệ số truyền nhiệt (ứng với diện tích ngoài toàn phần F_{ng}):

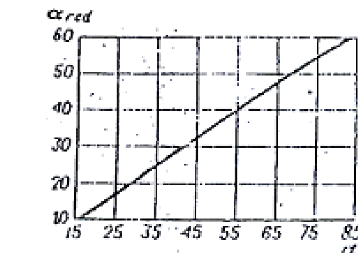
$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{tt}} + \frac{1}{\alpha_2} \times \frac{F_{ng}}{F_{tr}}}; W/m^2.°C \qquad (3.42)$$

Ở đây:

F_{ng}- diện tích ngoài toàn phần của ống gân, trên một đơn vị chiều dài kể cả bề mặt của gân, m^2

F_{tr} - diện tích trong của ống, m^2;

α_2 - hệ số cấp nhiệt phía trong ống, $w/m^2.°C$



Hình 3.5. Sự phụ thuộc α_{tt} với α.

23. Sự cấp nhiệt khi dòng chuyển động dọc theo tường phẳng:

• Đối với trị số chuẩn Re > 10^5, người ta dùng công thức gần đúng:

$$Nu = 0,037\,Re^{0,8}.Pr^{0,43}.\left(\frac{Pr}{Pr_w}\right)^{0,25} \qquad (3.43)$$

• Đối với không khí, công thức (3.43) giản đơn hơn:

$$Nu = 0,032\,Re^{0,8} \qquad (3.44)$$

Trong công thức (3.43) và (3.44) trị số hằng số vật lý lấy ở nhiệt độ ban đầu của dòng.

Kích thước chiều dài nằm trong chuẩn số Re và Nu, ta lấy chiều dài l của bức tường cấp nhiệt theo hướng chuyển động của dòng. Khi tính có thể dùng toán đồ (phụ lục) đồng thời nhân trị số chuẩn số Nu với đại lượng:

$$\frac{0,037}{0,021} = 1,76$$

24. Sự cấp nhiệt khi dòng chuyển động dọc theo tường phẳng đối với chế độ chảy tầ của các chất lỏng ($Re < 10^5$).

- Công thức tính chuẩn số Nu có dạng:

$$Nu = 0{,}76Re^{0,5} \cdot Pr^{0,43} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_w}\right)^{0,25} \qquad (3.4$$

- Đối với không khí, công thức đơn giản hơn:

$$Nu = 0{,}66\,Re^{0,8} \qquad (3.4$$

Công thức (3.43) (3.46) không tính dòng chuyển động rối lúc đầu, và khi vận tốc nh cũng không tính ảnh hưởng của chuyển động tự do. Trường hợp có thể xuất hiện dòng t do thì cần phải tính kiểm tra lại và lấy trị số lớn hơn trong hai trị số cấp nhiệt.

25. Sự cấp nhiệt khi chất lỏng chảy thành màng theo bề mặt thẳng đứng. Khi màng chảy rối (Re > 2000):

$$Nu = 0{,}01(Ga \cdot Pr \cdot Re)^{1/3} \qquad (3.47)$$

- Khi màng chảy tầng (Re < 2000):

$$Nu = 0{,}67(Ga^2 \cdot Pr^3 \cdot Re)^{1/9} \qquad (3.48)$$

Trong những công thức đó:

$$Nu = \frac{\alpha H}{\lambda}; \qquad Re = \frac{4G_s}{\pi d \eta \mu}$$

$$Ga = \frac{H^3 \rho^2 g}{\mu^2}$$

H - chiều cao của bề mặt, m;

$d_{td} = \frac{4f}{\Pi}$ - đường kính tương đương của màng, m^2;

f - diện tích tiết diện ngang của màng, m^2;

Π - chu vi màng bị ướt, m;

Trị số hằng số vật lý cần lấy ở nhiệt độ trung bình của màng:

$$t_m = \frac{t_w + t_f}{2} \qquad (3.49)$$

- Đối với trường hợp chất lỏng chảy thành màng theo bề mặt trong của ống thẳng đứng (thiết bị trao đổi nhiệt tạo thành màng) chúng ta có:

$$f = \pi(d - b)b; \quad \Pi = \pi d; \quad d_{td} = \frac{4b(d - b)}{d}$$

Ở đây: d - đường kính trong của ống, m;

b - chiều dày của màng, m;

• Nếu trong kiểu thiết bị trao đổi nhiệt mà dòng chảy tạo thành màng, có n ống, trong một giây chất lỏng chảy trong ống là G_s, kg thì từ chúng ta có:

$$\omega = \frac{G_s}{fn\rho} = \frac{G_s}{\pi(d - b)b \cdot n\rho}$$

Do đó:

$$Re = \frac{\omega \cdot d_{td}}{\nu} = \frac{4G_s}{\pi d n \mu} \qquad (3.50)$$

Khi Re ≤ 1500 chiều dày b của màng xác định theo công thức lý thuyết:

$$b = \sqrt[3]{\frac{3G_s\mu}{\Pi\rho^2 g}}, \quad m;$$

26. Sự cấp nhiệt khi khuấy chất lỏng bằng các cánh khuấy: Để xác định hệ số cấp nhiệt trong thiết bị có ống xoắn, có vỏ bọc ngoài và có cánh khuấy, ta có thể dùng công thức:

$$Nu = C \cdot Re^m \cdot Pr^{0,33}\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} \cdot \frac{d_c}{D}, \qquad (3.51)$$

Ở đây:

$$Nu = \frac{\alpha D}{\lambda}; \qquad Re = \frac{\rho \cdot n \cdot d_c^2}{\mu};$$

α - hệ số cấp nhiệt, $w/m^2.°C$

D - đường kính của thiết bị, m;

D_{3M}, H_{3M} - đường kính và chiều cao của vòng xoắn, m.

n - số vòng quay của cánh khuấy trong một s, 1/s;

d_c - đường kính mái chèo của cánh khuấy, m;

μ_w - độ nhớt của chất lỏng ở nhiệt độ của thành vỏ bọc ngoài hay ống xoắn về phía chất lỏng,

μ - độ nhớt của chất lỏng ở nhiệt độ trung bình:

$$t_{tb} = \frac{t_w + t_f}{2} \qquad (3.52)$$

- Đối với thiết bị có vỏ bọc ngoài: C = 0,36; m = 0,67;
- Đối với thiết bị có ống xoắn: C = 0,87; m = 0,62;

Trị số các hằng số vật lý lấy ở nhiệt độ trung bình của chất lỏng ở trong bình chứa t_f.

• Công thức (3.51) do thí nghiệm tìm ra khi $d_c = 0,6$ D, $D_{3M} = 0,8D$; $H_{3M} = 0,48D$ và đường kính thiết bị nhỏ hơn 300 mm.

B. CHUYỂN ĐỘNG TỰ DO

27. Công thức chung để xác định hệ số cấp nhiệt khi chất lỏng hay chất khí (khi thể tích lớn) chuyển động tự do có dạng sau:

$$Nu = C(Gr\,.\,Pr)^n \qquad (3.53)$$

Trong công thức (3.53) trị số hệ số C và số mũ n phụ thuộc vào tích số chuẩn cần xác định Gr . Pr:

a) Nếu $Gr\,.\,Pr < 10^{-3}$ (chế độ chảy thành màng):

$$Nu = const = 0{,}5 \qquad (3.54)$$

b) Nếu $Gr\,.\,Pr = 1\,.\,10^{-3}$ đến 500 (chế độ chảy quá độ):

$$Nu = 1{,}18(Gr\,.\,Pr)^{0,125} \qquad (3.55)$$

c) Nếu $Gr\,.\,Pr = 500 \div 2\,.\,10^{7}$ (chế độ chảy tầng):

$$Nu = 0{,}54(Gr\,.\,Pr)^{0,25} \qquad (3.56)$$

d) Nếu $Pr > 2\,.\,10^{7}$ (chế độ chảy rối):

$$Nu = 0{,}135(Gr\,.\,Pr)^{0,33} \qquad (3.57)$$

Trong đó:

$$Nu = \frac{\alpha d}{\lambda}; \quad Gr = \frac{d^3\rho^2\beta\,.\,\Delta t\,.\,g}{\mu^2}$$

Δt - hiệu số nhiệt độ giữa chất lỏng và tường tiếp xúc với chất lỏng (hay ngược lại), °C;

d - kích thước hình học cần xác định, m;

- Đối với ống thẳng đứng và nằm ngang, đường kính ống là kích thước xác định
- Đối với ống nằm ngang nên dùng công thức (3.59) thay cho công thức (3.53).
- Đối với phiến thẳng đứng chiều cao phiến là kích thước xác định.
- Đối với phiến nằm ngang, kích thước về phía chiều bé là kích thước xác định.

Trong trường hợp này, nếu bề mặt truyền nhiệt hướng lên phía trên thì trị số α tính theo công thức (3.54) cần phải tăng lên 30%. Nếu bề mặt truyền nhiệt hướng xuống phía dưới thì trị số α giảm đi 30%.

- Trị số hằng số vật lý trong công thức (3.53) lấy ở nhiệt độ trung bình:

$$t_n = \frac{t_w + t_f}{2} \qquad (3.58)$$

Ở đây: t_w - nhiệt độ trung bình của bề mặt tường, tiếp xúc với chất lỏng, °C;

t_f - nhiệt độ trung bình của chất lỏng, °C.

• Trên phụ lục có toán đồ cho phép xác định được tích số của chuẩn số (Gr . Pr) đối với nước. Toán đồ này cũng dùng tiện lợi, khi tính những thiết bị làm lạnh bằng nước và thiết bị ngưng tụ, v.v...

• Theo công thức (3.56) và (3.57) ta vẽ những toán đồ gần đúng (xem phụ lục), những toán đồ đó cũng có thể dùng rất thuận lợi khi tính toán.

28. Công thức để xác định hệ số cấp nhiệt của ống nằm ngang khi chất lỏng và khí (khi thể tích lớn) chuyển động tự do có kể đến chiều của dòng nhiệt:

$$Nu = 0{,}51(Gr\,.\,Pr)^{0{,}25}\left(\frac{Pr}{Pr_w}\right)^{0{,}25} \qquad (3.59)$$

• Đối với không khí, công thức này đơn giản hơn:

$$Nu = 0{,}47\,Gr^{0{,}25} \qquad (3.60)$$

- Trong công thức (3.59) và (3.60) những hằng số vật lý khi tính chuẩn số Nu, Gr và Pr cần lấy theo nhiệt độ trung bình của chất lỏng t_f ở xa ống, và khi tính chuẩn số Pr_w thì lấy theo nhiệt độ bề mặt ống t_w.

SỰ CẤP NHIỆT KÈM THEO SỰ BIẾN ĐỔI PHA

A - NGƯNG TỤ HƠI THÀNH MÀNG

29. Trường hợp ngưng tụ hơi bão hòa của một chất bất kỳ không chứa khí không ngưng trên ống và tường thẳng đứng, khi màng chất ngưng tụ chảy tầng, thì hệ số cấp nhiệt có thể tính theo công thức Nusselt

$$\alpha = 1{,}15\sqrt{\frac{r\,.\,\rho^2\,.\,g\,.\,\lambda^3}{\mu\,.\,\Delta t\,.\,H}},\quad w/m^2.độ \qquad (3.61)$$

• Khi màng chảy rối, trị số thực tế của α lớn hơn trị số đã tính được theo công thức (3.61).

• Trong công thức (3.61)

r - nhiệt ngưng tụ, j/kg

ρ - khối lượng riêng của chất lỏng ngưng tụ, kg/m^3;

λ - độ dẫn nhiệt của chất lỏng ngưng tụ, w/m.°C

μ - hệ số độ nhớt động lực học của chất ngưng tụ, $N.s/m^2$

Δt - hiệu số nhiệt độ $t_{ngưng} - t_w$, °C;

H - chiều cao của ống thẳng đứng hay tường, m;

• Trị số ẩn nhiệt ngưng tụ r cần lấy ở nhiệt độ ngưng tụ $t_{ngưng}$ còn trị số của λ, μ, γ lấy ở nhiệt độ trung bình của màng chất ngưng tụ:

$$t_m = \frac{t_{ngưng} + t_w}{2} \qquad (3.62)$$

Ở đây: t_w - nhiệt độ trung bình của tường, mà ở đó hơi được ngưng tụ. Theo công thức (3.61) ta thiết lập toán đồ gần đúng (xem phụ lục).

30. Để ngưng tụ hơi nước bão hòa, công thức (3.61) có thể viết dưới dạng:

$$\alpha = 1{,}13A\left(\frac{r}{H\,.\,\Delta t}\right)^{0{,}25},\ w/m^2.độ \qquad (3.63)$$

Trong đó: $A = \left(\frac{\lambda^3 \rho^2}{\mu}\right)^{\frac{1}{4}}$

Đối với nước, trị số A phụ thuộc vào nhiệt độ

t_m °C	0	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200	Ghi chú
A	1270	1470	1700	1900	2070	2190	2300	2370	2410	2430	2430	α: kcal/m².h.độ
A	104	120	139	155	169	179	188	194	197	199	199	α: w/m².độ

• Công thức (3.61) có thể dẫn từ dạng khác: Dùng công thức

$$Q = G \cdot r = \alpha \Delta t \cdot F$$

$$F = \pi \cdot n \cdot d \cdot H$$

Trong đó: Q - nhiệt lượng tỏa ra khi ngưng tụ,

G - lưu lượng hơi được ngưng tụ,

F - bề mặt của thiết bị ngưng tụ loại ống, gồm n ống, đường kính d.

Từ đó, ta có:

$$H \cdot \Delta t = \frac{G \cdot r}{\alpha \pi n d}$$

Thay trị số đó vào công thức (3.61) dẫn đến công thức đối với ống thẳng đứng có dạng sau, đôi khi cũng thuận tiện cho việc tính toán, bởi vì ta đã khử đại lượng Δt và H ở công thức trên:

$$\alpha = 27 \sqrt[3]{\frac{\lambda^3 \rho^2 n d}{G \cdot \mu}}, \quad \frac{\text{Kcal}}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot {}^\circ\text{C}} \qquad (3.64)$$

31- Sự ngưng tụ hơi trên bề mặt ngoài của ống đơn chiếc nằm ngang:

$$\alpha = 0{,}725 \sqrt[4]{\frac{r \lambda^3 \rho^2}{\mu \cdot \Delta t \cdot d}}, \frac{\text{W}}{\text{m}^2 {}^\circ\text{C}} \qquad (3.65)$$

Ở đây: d - đường kính ngoài của ống, m

Theo công thức (3.65) ta vẽ toán đồ gần đúng (xem phụ lục)

32- Đối với sự ngưng tụ hơi nước, công thức (3.65), có dạng

$$\alpha = 0{,}725 A \left(\frac{r}{\Delta t \cdot d}\right)^{0,25}, \ \text{W/m}^2 \cdot {}^\circ\text{C} \qquad (3.66)$$

Trị số A đối với nước xem công thức (3.63) ở trên.

Bằng cách biến đổi như công thức (3.65) đối với ống đơn chiếc nằm ngang, đối với ống thẳng đứng sẽ dẫn đến dạng sau:

$$\alpha = 14{,}3 \sqrt[3]{\frac{\lambda^3 \rho^2 n L}{\mu G}}, \ \text{Kcal/ m}^2 . \text{h} . {}^\circ\text{C} \qquad (3.67)$$

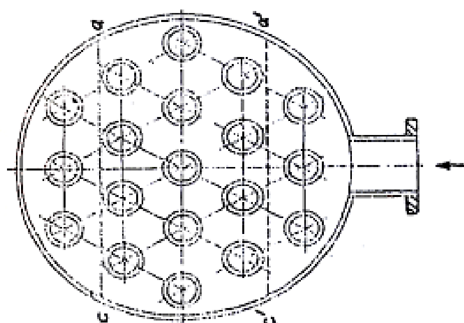
Ở đây: L - chiều dài làm việc của ống, m;

33- Sự ngưng tụ hơi trên bề mặt ngoài của chùm ống nằm ngang:

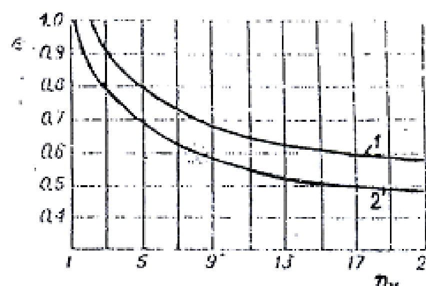
Trong chùm ống nằm ngang, tại những ống ở dưới, lớp chất ngưng tụ được tăng lên vì chất ngưng tụ chảy từ những ống ở trên xuống, đồng thời tốc độ hơi giảm vì có một phần hơi ngưng tụ, do đó làm giảm hệ số cấp nhiệt đối với những dãy ở dưới.

Trên hình 3-6 cho biết sơ đồ phân phối ống trong chùm, đối với chùm thẳng hàng $l_2 = 0$.

Kích thước l_1 thực tế không ảnh hưởng đến hệ số cấp nhiệt.



Hình 3-6 .Sự phân phối ống trong chùm



Hình 3-7 . Sự phụ thuộc ε_{tb} với n:
1- Chùm thẳng hàng;
2- Chùm xen hàng ($l_1 = 0,5d$; $l_2 = 0,45d$).

• Sơ bộ (khi không có khí trơ) có thể xác định hệ số cấp nhiệt trung bình đối với cả chùm ống, phụ thuộc vào số ống trong chùm xếp thẳng đứng (n) theo công thức như sau:

$$\alpha_{tb} = \varepsilon_{tb}\alpha \tag{3.68}$$

Ở đây:

α - hệ số cấp nhiệt đối với ống đơn chiếc nằm ngang, tính theo công thức (3.65).

ε_{tb} - hệ số trung bình đối với cả chùm, phụ thuộc vào vị trí của ống trong chùm và số lượng trong mỗi một dãy thẳng đứng, trị số ε_{tb} tra theo hình 3-7.

34- Sự ngưng tụ hơi ở bên trong ống nằm ngang được nghiên cứu không đầy đủ. Để tính toán sơ bộ, hệ số cấp nhiệt có thể xác định theo công thức (3.65).

35- Đối với hơi nước ngưng tụ trong nhiều trường hợp (khi nhiệt trở còn lại lớn hơn nhiệt trở của màng chất ngưng tụ) có thể dùng:

$$\alpha = 10.000\,\text{kcal}/\text{m}^2\text{h}^\circ\text{C} \tag{3.69}$$

36- Khi ngưng tụ hơi ở trong ống xoắn, hệ số cấp nhiệt có thể tính sơ bộ theo công thức (3.65). Chiều dài của ống xoắn không được lớn quá, bởi vì nếu chiều dài lớn thì ở phần dưới ống xoắn chất ngưng tụ sẽ đọng lại, làm giảm sự cấp nhiệt; ngoài ra nếu ống xoắn dài thì sẽ làm giảm nhiều áp suất hơi; dẫn tới hạ thấp hiệu số nhiệt độ hữu ích.

• Theo số liệu thực tế, khi đun nóng nước bằng hơi nước bão hòa trong ống xoắn thì

tốc độ ban đầu của hơi trong ống xoắn không được quá 30 m/s. Tỷ lệ giới hạn lớn nhất $\frac{l}{d}$ (l là chiều dài mỗi một vòng xoắn) phụ thuộc vào áp suất hơi p, khi hiệu số nhiệt độ trung bình Δt_{tb} từ 30 đến 40°, như sau:

p, ata	5	3	1,5	0,8	0,5
$\left(\frac{l}{d}\right)_{max}$	275	225	175	125	100

Ở những trị số Δt_{cp} khác nhau đối với ống xoắn dẫn hơi nước trong trường hợp đun nóng thì lấy trị số tương đương $\frac{l}{d}$ nhân với hệ số $\frac{6}{\sqrt{\Delta t_{cp}}}$.

37. Ngưng tụ hơi nguyên chất quá nhiệt:

1) Nếu nhiệt độ của tường lớn hơn nhiệt độ bão hòa thì không có sự ngưng tụ và tính sự cấp nhiệt như đối với khi làm lạnh.

2) Nếu nhiệt độ của tường thấp hơn nhiệt độ bão hòa thì tính sự cấp nhiệt theo công thức (3.61) và (3.65) nhưng thay nhiệt ngưng tụ r bằng tổng số ẩn nhiệt ngưng tụ và nhiệt lượng quá nhiệt:

$$r' = r + c_{qn}(t_{qn} - t_{ngưng}) \qquad (3.70)$$

Trong đó c_{qn} - nhiệt dung riêng của hơi quá nhiệt, kcal/kg°C;

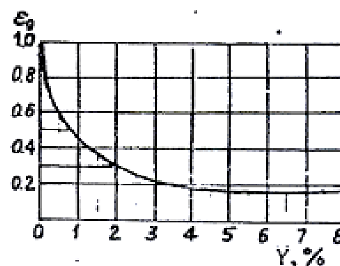
t_{qn} - nhiệt độ ban đầu của hơi quá nhiệt, °C;

$t_{ngưng}$ - nhiệt độ ngưng tụ, °C;

• Khi ngưng tụ hơi quá nhiệt, ta cũng lấy Δt trong công thức (3.61) và (3.65) là hiệu số nhiệt độ giữa hơi bão hòa và tường.

38. Nếu hơi có chứa không khí thì trị số hệ số cấp nhiệt tính theo công thức (3.61) và (3.65) đối với hơi nguyên chất, người ta phải nhân nó với hệ số điều chỉnh ε_g, phụ thuộc vào nồng độ trọng lượng của không khí trong hơi $\left(x = \frac{G_{kk}}{G_{hh}}100\%\right)$, tốc độ hơi và các yếu tố khác. Đồ thị sự phụ thuộc $\varepsilon_g = f(x)$ đối với hơi nước nằm yên, chỉ dẫn ở hình 3-8.

• Khi ngưng tụ hơi từ hỗn hợp hơi-khí hay là khi ngưng tụ một phần những hỗn hợp hơi nhiều cấu tử, khi mà thành phần pha hơi thay đổi liên tục và nhiệt độ trong suốt thời gian giảm xuống thì cách tính bề mặt trao đổi nhiệt khá phức tạp.



Hình 3.8. Trị số hệ số điều chỉnh ε_g

B. SỰ SÔI CỦA CHẤT LỎNG

39. Người ta phân biệt 3 chế độ sôi:

1) Sôi với cường độ yếu, tương ứng với hiệu số nhiệt độ nhỏ (Δt) và cường độ nhiệt thấp (q). Ví dụ khi nước sôi dưới áp suất thường, chế độ này ứng với $\Delta t = t_w - t_s = 5^\circ$ và

$$q = 5000 \frac{kcal}{m^2 . h}$$

Sự cấp nhiệt đối với chế độ này chỉ được xác định bởi những điều kiện thủy động của quá trình và khi chất lỏng sôi chuyển động tự do thì tính theo công thức (3.53), còn khi chất lỏng sôi chuyển động cưỡng bức thì tính theo công thức (3.27).

2) Trong khu vực sôi sủi bọt, sự cấp nhiệt được tính bởi sự đối lưu của chất lỏng do sự chuyển động của bọt hơi khá mạnh. Chế độ sôi này đặc trưng cho hệ số cấp nhiệt α tăng lên với sự tăng hiệu số nhiệt độ Δt.

Sự sôi sủi bọt xuất hiện trước khi bọt hơi kết hợp vào màng hơi trên toàn bộ bề mặt đun nóng, điều đó xảy ra khi trị số nhiệt tải tới hạn q_{th} hoàn toàn được xác định, nhưng nó khác nhau đối với chất lỏng khác nhau, và hiệu số nhiệt độ tới hạn Δt_{th}, vậy:

$$q_{th} = \alpha_{th} \Delta t_{th} \tag{3.71}$$

Đại lượng q_{th} là trị số cường độ nhiệt có thể đạt đến cực đại khi đang còn tồn tại chế độ sủi bọt.

- Khi sôi, mà những chất lỏng bám ở tường thì q_{th} có thể xác định:

$$q_{th} = 1,7 . 10^4 \frac{\lambda_f^{0,5} (\rho_f - \rho_h)^{0,542} (\rho_h r T_s)^{0,333} \sigma^{0,042}}{\rho_f^{0,417} c_f^{0,167}}, kcal / m^2 . h \tag{3.72}$$

Trong đó: λ_f - độ dẫn nhiệt của chất lỏng, kcal/mh °C;

ρ_f - khối lượng riêng của chất lỏng, kg/ m^3;

ρ_h - khối lượng riêng của hơi, kg/ m^3;

r - nhiệt hóa hơi, kcal/kg;

T_s - nhiệt độ sôi, °K;

σ - sức căng bề mặt trên mặt giới hạn phân chia giữa lỏng và hơi, kg/m;

c_f - nhiệt dung riêng của chất lỏng, kcal/kg.°C;

Những thông số vật lý của chất lỏng trong công thức (3.72) lấy ở nhiệt độ sôi t_s.

Công thức (3.72) không tính đến ảnh hưởng của chuyển động cưỡng bức của chất lỏng sẽ làm tăng q_{th}.

- Đối với nước, sôi ở áp suất thường, nhiệt tải của khu vực sôi sủi bọt, được hạn chế từ 5000 kcal/m^2h đến $q_{th} = 1,25 . 10^6$kcal / m^2.h và tương ứng với hiệu số nhiệt độ từ 5°C đến $\Delta t_{th} = 25$°C, lúc đó hệ số cấp nhiệt đạt đến:

$$\alpha_{th} = 5 . 10^4 kcal / m^2.h.^\circ C$$

Trị số tới hạn q_{th} và Δt_{th} đối với những chất khác (ví dụ như đun sôi benzen trong những điều kiện này thì $q_{th} = 4 \cdot 10^5 kcal/m^2h$, $\Delta t_{th} = 47°C$) thì khác nhau.

3) Khu vực sôi thành màng tồn tại khi trị số $\Delta t > \Delta t_{th}$. Do nhiệt trở của màng hơi lớn, phủ lấy bề mặt đun nóng, nên sự cấp nhiệt trong chế độ sôi thành màng giảm đi và đại lượng trở nên hoàn toàn không phụ thuộc vào hiệu số nhiệt độ.

40. Những công thức tính toán đối với chế độ sôi sủi bọt: Sự cấp nhiệt khi chất lỏng nguyên chất và dung dịch sôi còn chưa được nghiên cứu đầy đủ. Người ta nêu ra nhiều công thức chuẩn số, khác nhau về hình thức cũng như về nội dung. Dưới đây ta dẫn ra một vài công thức trong số đó:

1) Ở chế độ sôi sủi bọt với thể tích lớn (điều kiện đối lưu tự nhiên) đối với tất cả các chất lỏng bám vào bề mặt đun nóng và đối với áp suất bất kỳ kể cả áp suất tới hạn, thì dùng công thức:

$$\alpha = 6{,}9 \cdot 10^{-3} \cdot \left(\frac{\rho_h \cdot r}{\rho_f - \rho_h}\right)^{0{,}033} \cdot \left(\frac{\rho_f}{\sigma}\right)^{0{,}33} \cdot \frac{\lambda_f^{0{,}75} q^{0{,}7}}{\mu_h^{0{,}45} c_f^{0{,}117} \cdot T_s^{0{,}37}}, \frac{kcal}{m^2h°C} \quad (3.73)$$

Trong đó:

μ_f - độ nhớt động lực học của chất lỏng, kgs/m^2;

q - nhiệt tải, $kcal/m^2.h$

• Công thức (3.73) là kết quả tổng kết những số liệu thực nghiệm về trao đổi nhiệt khi đun sôi nước, dung dịch đường và một vài chất lỏng hữu cơ trên bề mặt thép (không có màng ốc xyt), đồng thau, đồng và mạ crôm. Công thức này không tính đến ảnh hưởng của chuyển động cưỡng bức của chất lỏng và điều kiện làm ướt bề mặt đun nóng.

Tính toán theo công thức (3.73) chỉ thực hiện được khi có những số liệu đáng tin cậy về những thông số vật lý của chất lỏng.

• Đối với nước, công thức (3.73) đơn giản hơn. Khi nước sôi sủi bọt, ta dùng công thức:

$$\alpha = 3q^{0.7} \cdot p^{0.15}, \ kcal/m^2h°C \quad (3.74)$$

hay là:

$$\alpha = 39\Delta t^{2.33} \cdot p^{0,5}, \ kcal/m^2h°C \quad (3.75)$$

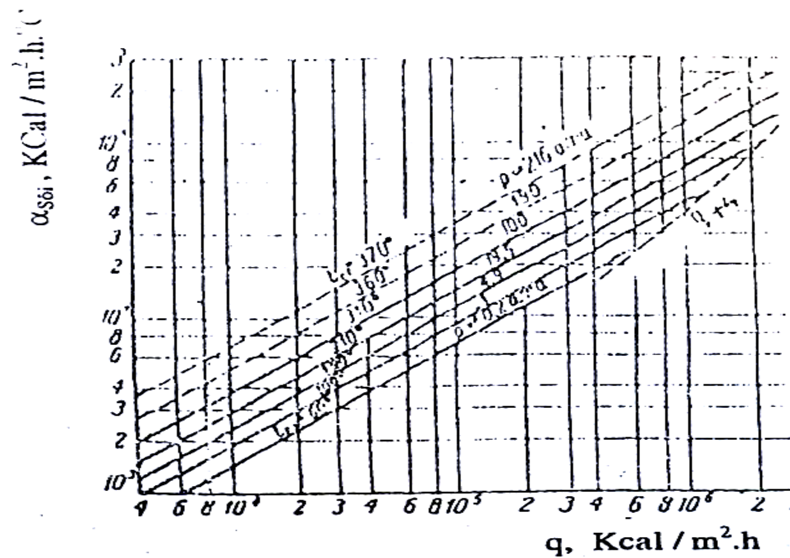
Hình 3-9 và 3-10 là đồ thị chỉ sự phụ thuộc của hệ số cấp nhiệt của nước khi sôi sủi bọt tương ứng với công thức (3.74) và (3.75).

2) Để tính gần đúng hệ cấp nhiệt khi sôi sủi bọt với thể tích lớn (trong số đó và trên bề mặt ngoài của chùm ống) trong điều kiện đối lưu tự nhiên, đối với khu vực nhiệt tải đến 0,4 q_{th} và áp lực từ 0,2 đến 10 ata có thể dùng công thức:

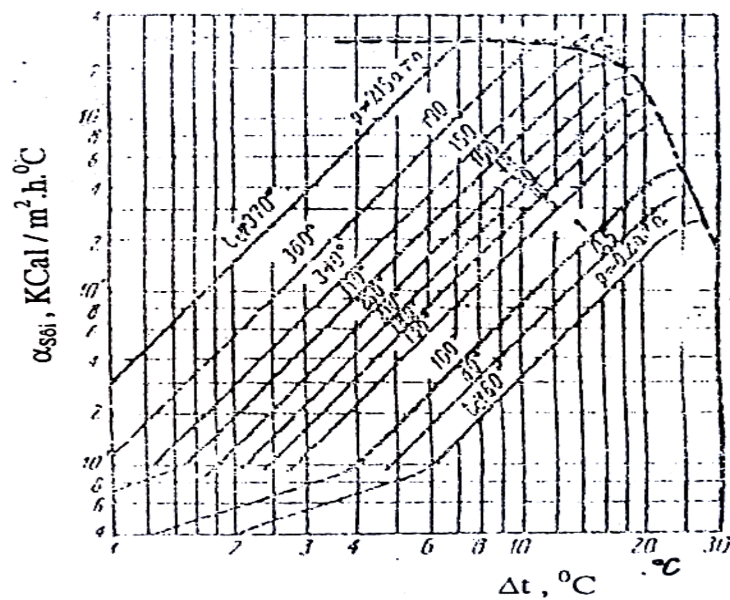
$$\alpha = 1{,}6\varphi p^{0,4} \cdot q^{0,7}, \ kcal/m^2.h.°C \quad (3.76)$$

Ở đây:

φ - thừa số kể đến những tính chất lý học của chất lỏng. Những trị số tìm được do thực nghiệm (đối với trường hợp sôi ở trong các ống bằng kim loại màu):



Hình 3-9. Sự phụ thuộc $\alpha_{sôi}$ vào q' và p đối với nước.



Hình 3-10 . Sự phụ thuộc $\alpha_{sôi}$ vào Δt và p đối với nước

Nước	1	Dầu hỏa	0,31 - 0,56
Dung dịch NaCl 9%	0,86	Gazolin	0,27
Dung dịch NaCl 24%	0,62	Benzen	0,31
Dung dịch glyxêrin 26%	0,83	Êtylic	0,45
Dung dịch đường 25%	0,57	Mêtylic	0,36
Dung dịch Na_2SO_4 10%	0,91	Heptan	0,46

41. Từ những công thức về cấp nhiệt đối lưu, chúng ta thấy hệ số cấp nhiệt trong nhiều trường hợp phụ thuộc vào nhiệt độ bề mặt tường mà ta không biết trước. Cho nên, trước lúc tính ta phải giả thiết nhiệt độ đó (hay là nhiệt tải riêng q). Sau đó tìm hệ số cấp nhiệt và cuối cùng ta thử lại trị số t_w (hay q) đã chọn.

SỰ TRUYỀN NHIỆT KHI CÁC LƯU CHẤT TIẾP XÚC TRỰC TIẾP

42. 1. Công thức tổng quát để xác định hệ số truyền nhiệt từ không khí lạnh không bão hòa đến nước trong tháp rửa có vật đệm:

$$Ki = 0{,}01\, Re_g^{0,7} Re_f^{0,7} Pr_g^{0,33} \quad (3.77$$

Ở đây:

$Ki = K\dfrac{d_{td}}{\lambda_g}$ - chuẩn số Kirpichev;

$Re_g = \dfrac{4\omega \cdot \rho_g}{\sigma \cdot \mu_g}$ - chuẩn số Reynolds đối với chất khí;

$Re_f = \dfrac{4L}{\sigma\mu_f}$ - chuẩn số Reynolds đối với chất lỏng;

Pr_g - chuẩn số Prandtl đối với khí;

K - hệ số truyền nhiệt từ khí đến chất lỏng,

$d_{td} = \dfrac{4V_{đệm}}{\sigma}$ - đường kính tương đương của vật đệm, m;

$V_{đệm}$ - thể tích tự do của lớp đệm, m^3/m^3;

σ - bề mặt riêng của đệm, m^2/m^3;

ω - tốc độ của khí trong tháp rửa, m/s; (tính theo toàn tiết diện tháp)

L - mật độ tưới của tháp rửa, kg/m^2 s;

λ_g - hệ số dẫn nhiệt của khí,

μ_g - hệ số độ nhớt động lực học của khí, $N.s/m^2$.

ρ_g - khối lượng riêng của khí, kg/m^3;

μ_f - hệ số độ nhớt động lực học của chất lỏng,

Công thức (3.77) dùng cho trường hợp làm lạnh không khí (từ 75–80°C đến 2–20°C) khi mật độ tưới riêng $3{,}5 \div 10\, m^3/m^2$ giờ. Về sự truyền nhiệt khi những trị số tưới khác nhau, và cả khi làm lạnh hơi bão hòa, xem tài liệu của N. N. Egorov.

2) Công thức tổng quát của hệ số bốc hơi:

• Phương trình chuẩn số về chuyển khối tương tự như các phương trình cấp nhiệt tương ứng. Đối với quá trình bay hơi thành dòng khí chuyển động rối từ bề mặt chất lỏng, khi nó

chuyển động cưỡng bức, phương trình chuyển khối như sau:

$$Nu'_g = 0{,}027\,Re^{0,8}Pr'^{0,33}_g \tag{3.78}$$

Trong đó: $Nu'_g = \frac{\beta d}{D}$ - chuẩn số khuếch tán Nusselt (đối với khí)

$Pr'_g = \frac{\nu}{D}$ - chuẩn số khuếch tán Prandtl (đối với khí);

β - hệ số bốc hơi, m/s

D - hệ số khuếch tán, m^2/s

ν - hệ số độ nhớt động học, m^2/s

- Đối với trường hợp dùng không khí làm lạnh nước, chảy thành màng trong ống mà trong đó không khí đi qua ($Pr'_g = 0{,}63$) ta có công thức:

$$Nu'_g = 0{,}019\,Re_g^{0,83} \tag{3.79}$$

ĐUN NÓNG VÀ LÀM NGUỘI KHÔNG ỔN ĐỊNH

1. Đun nóng bằng buồng đốt trong loại 1: (Dùng hơi nước bão hòa ngưng tụ ở T_c đẳng nhiệt, đẳng áp để đun nóng chất lỏng G_a trong bình có cánh khuấy đủ mạnh từ t'_a lên t''_a)

Thời gian đun nóng là:

$$\tau = \frac{G_aC_a}{kF}\,Ln\,\frac{T_c - t'_a}{T_c - t''_a},\ s \tag{3.80}$$

2. Làm nguội bằng buồng đốt trong loại 1: (dùng tác nhân lạnh bốc hơi đẳng nhiệt, đẳng áp ở t_o const để làm lạnh chất lỏng G_a trong bình chứa có cánh khuấy đủ mạnh từ T'_a xuống đến T''_a).

Thời gian làm lạnh (làm nguội) là:

$$\tau = \frac{G_aC_a}{kF}\,Ln\,\frac{T'_a - t_o}{T''_a - t_o},\ s \tag{3.81}$$

3. Đun nóng bằng buồng đốt trong loại 2: (dùng 1 chất tải nhiệt lưu lượng G_b (kg/s) có nhiệt độ ban đầu T'_b không có chuyển pha để đun nóng 1 chất lỏng G_a, (kg) trong bình có cánh khuấy từ t'_a lên t''_a với thời gian đun nóng τ là:

$$\tau = \frac{G_a\,.\,C_a}{G_b\,.\,C_b\left[1 - \exp\left(-\frac{kF}{G_bC_b}\right)\right]}\,Ln\,\frac{T'_b - t'_a}{T'_b - t''_a},\ s \tag{3.82}$$

4. Làm nguội bằng buồng đốt trong loại 2: dùng 1 chất tải lạnh lưu lượng G_b (kg/s) có nhiệt độ ban đầu t'_b, không có chuyển pha để làm nguội (làm lạnh) 1 chất lỏng G_a (kg) trong

bình có cánh khuấy từ T'_a xuống T''_a với thời gian làm nguội là:

$$\tau = \frac{G_a C_a}{G_b C_b \left[1 - \exp\left(-\frac{kF}{G_b C_b}\right)\right]} \mathrm{Ln}\frac{T'_a - t'_b}{T''_a - t'_b}, \text{ s.} \quad (3.83)$$

5. Đun nóng bằng buồng đốt ngoài loại 1: Dùng 1 bơm có năng suất a (kg/s) để tuần hoàn chất lỏng A (G_a, kg) qua 1 thiết bị truyền nhiệt để được đun nóng từ t'_a lên t''_a nhờ chất tải nhiệt ngưng tụ đẳng áp ở T_c const, với thời gian đun nóng τ là:

$$\tau = \frac{G_a}{a\left[1 - \exp\left(-\frac{kF}{ac_a}\right)\right]} \cdot \mathrm{Ln}\frac{T_c - t'_a}{T_c - t''_a}, \text{ s} \quad (3.84)$$

6. Làm nguội bằng buồng đốt ngoài loại 1: Dùng 1 bơm có năng suất a (kg/s) để tuần hoàn chất lỏng A (G_a, kg) đựng trong thùng có cánh khuấy đủ mạnh, qua 1 bề mặt trao đổi nhiệt được làm lạnh bằng 1 chất tải lạnh có lưu lượng G_o (kg/s), có nhiệt độ không đổi là t_o const để làm lạnh từ T'_a xuống T''_a trong khoảng thời gian τ là:

$$\tau = \frac{G_a}{a} \cdot \frac{\exp\left(\frac{kF}{ac_a}\right)}{\left[\exp\left(\frac{kF}{ac_a}\right) - 1\right]} \mathrm{Ln}\frac{T'_a - t_o}{T''_a - t_o}, \text{ s.} \quad (3.85)$$

7. Đun nóng bằng buồng đốt ngoài loại 2: Dùng bơm có lưu lượng a(kg/s) để tuần hoàn chất lỏng A (G_a, kg) đựng trong 1 thùng có cánh khuấy đủ mạnh, qua 1 bề mặt trao đổi nhiệt được đun nóng bằng 1 chất tải nhiệt có lưu lượng G_b (kg/s), nhiệt độ ban đầu T'_b để được đun nóng từ t'_a lên t''_a trong khoảng thời gian τ là:

$$\tau = \frac{G_a}{D - 1}\left(\frac{D \cdot c_a}{G_b c_b} - \frac{1}{a}\right) \mathrm{Ln}\frac{T'_b - t'_a}{T'_b - t''_a}, \text{ s} \quad (3.86)$$

Với $D = \exp\left[kF\left(\frac{1}{G_b c_b} - \frac{1}{ac_a}\right)\right]$ - const

8. Làm nguội bằng buồng đốt ngoài loại 2: Dùng bơm có lưu lượng a (kg/s) để tuần hoàn chất lỏng A (G_a, kg) đựng trong 1 bình có cánh khuấy đủ mạnh, qua 1 bề mặt trao đổi nhiệt để được làm nguội (làm lạnh) bằng 1 chất tải lạnh có lưu lượng G_b (kg/s), nhiệt độ ban đầu của nó là t'_b để được làm nguội từ T'_a xuống T''_a trong khoảng thời gian là τ:

$$\tau = \frac{G_a(DG_b C_b - aC_a)}{aG_b C_b (D - 1)} \mathrm{Ln}\frac{T'_a - t'_b}{T''_a - t'_b}, \text{ s} \quad (3.87)$$

Với: $D = \exp\left[-kF\left(\frac{1}{G_b C_b} - \frac{1}{aC_a}\right)\right]$ const.

Bảng 3-4. Trị số hệ số cấp nhiệt, kcal/m^{2}h°C đối với nước và không khí

Hình thức truyền nhiệt	Nước	Không khí (p = 1 at)	Chú thích
1. Chuyển động rối cưỡng bức			
a. Dòng dọc (dọc theo trục ống)	1000-5000	30-50	Công thức (3-27) khi $\frac{Pr}{Pr_w} = 1$ và $\varepsilon_l = 1$. Nhiệt độ trung bình của dòng 30°C, d = 30 mm; Trị số α tương ứng với vận tốc: - đối với nước từ ~0,2 đến ~4,5 m/s (Re từ 7.500 đến 56.000). - đối với không khí từ 8 đến 15 m/s (Re từ 1500 đến 28000).
b. Dòng ngang	2700-9000	60-90	Công thức (3.37), chùm so le $\varepsilon_\varphi = 1$. Còn lại như trường hợp trên.
2. Chuyển động chảy tầng cưỡng bức (dòng dọc)	270-370	3-4	Công thức (3.33). Nhiệt độ trung bình của dòng 30°, d = 30 mm; nhiệt độ trung bình của tường 55°. Những trị số α tương ứng với vận tốc; - đối với nước từ 0,02 ÷ 0,05 m/s (Re từ ~750 đến 1900) - đối với không khí từ 0,4 ÷ 1,0 m/s (Re từ 750 đến 1900).
3. Chuyển động tự do	300-800	3-8	Công thức (3.53). Nhiệt độ trung bình của lớp phân chia ranh giới 30°. Trị số α tương ứng Δt với từ 5 đến 50°.
4. Đun sôi nước	1700-21000		Công thức (3.75) Áp suất khí quyển. Trị số α tương ứng với Δt từ 5 đến 15°
5. Ngưng tụ hơi nước bão hòa trên mặt ngoài của ống nằm ngang	8000-13000		Công thức (3.66) Áp suất hơi bão hòa 4 ata; d = 30 mm Trị số α tương ứng với Δt từ 35 đến 5°

Bảng 3-5 .Trị số ước lượng của hệ số truyền nhiệt K (kcal/m^{2}h°C)

Hình thức trao đổi nhiệt	Chuyển động cưỡng bức	Chuyển động tự do
- Từ chất khí đến chất khí (ở áp suất thường)	10-30	3-10
- Từ chất khí đến chất lỏng (thiết bị làm lạnh dùng khí)	10-50	5-15
- Từ hơi ngưng tụ đến chất khí (thiết bị gia nhiệt không khí)	10-50	5-10
- Từ chất lỏng đến chất lỏng (nước)	700-1500	120-300
- Từ chất lỏng đến chất lỏng (dầu)	100-250	25-50
- Từ hơi ngưng tụ đến nước (bộ phận đốt nóng)	700-3000	250-1000
- Từ hơi ngưng tụ của chất lỏng hữu cơ đến nước (thiết bị ngưng tụ)	300-750	200-400
- Từ hơi ngưng tụ đến chất lỏng hữu cơ (bộ phận đốt nóng)	100-300	50-150
- Từ hơi ngưng tụ đến chất lỏng sôi (thiết bị bốc hơi)	-	250-3000

NHỮNG THÍ DỤ VỀ TÍNH TOÁN QUÁ TRÌNH TRUYỀN NHIỆT

Thí dụ 1: Tường lò có 2 lớp

a) Lớp gạch chịu lửa $\delta_1 = 500$ mm.

b) Lớp gạch xây dựng $\delta_2 = 250$ mm. Nhiệt độ bên trong của lò 1300°, nhiệt độ của phòng xung quanh lò là 25°. Xác định:

a) Nhiệt tổn thất từ bề mặt tường?

b) Nhiệt độ t_3 tại vùng tiếp xúc giữa gạch chịu lửa và gạch xây dựng? Hệ số cấp nhiệt từ khí trong lò đến tường $\alpha_1 = 30$ kcal/m^{2}h°C. Hệ số cấp nhiệt từ tường đến không khí $\alpha_2 = 14$ kcal/m^{2}h°C. Hệ số dẫn nhiệt của gạch chịu lửa $\lambda_1 =$ 1 kcal/mh°C và của gạch xây dựng $\lambda = 0,5$ kcal/mh°C.

Giải:

Sơ đồ quá trình truyền nhiệt qua tường biểu thị ở hình 3-11.

a) Hệ số truyền nhiệt:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{30} + \frac{0,5}{1,0} + \frac{0,25}{0,5} + \frac{1}{14}} = 0,905 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2\text{h}^\circ\text{C}}$$

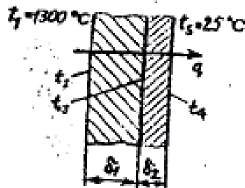
b) Lượng nhiệt tổn thất từ bề mặt tường:

$$q = K(t_1 - t_5) = 0,905(1300 - 25) = 1155 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2 . \text{h}}$$

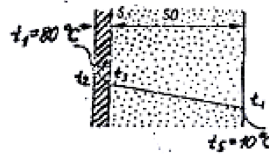
c) Tìm nhiệt độ tại vùng tiếp xúc giữa gạch chịu lửa và gạch xây dựng theo hệ thống phương trình:

$$q = \alpha_1(t_1 - t_2) = \frac{\lambda_1}{\delta_1}(t_2 - t_3)$$

Từ đó: $t_2 = t_1 - \frac{q}{\alpha_1} = 1300 - \frac{1155}{30} = 1261°$.



Hình 3-11 (cho thí dụ 1)



Hình 3-12 (cho thí dụ 2)

$$t_3 = t_2 - q\frac{\delta_1}{\lambda_1} = 1261 - \frac{1155 . 0,5}{1,0} = 684°$$

Gạch xây dựng có thể chịu được đến nhiệt độ 800°. Do đó nhiệt độ cực đại của gạch xây dựng $t_3 = 684°$ hoàn toàn cho phép.

Thí dụ 2. Xác định nhiệt độ bên trong t_2 và bên ngoài t_3 của các mặt tường của thiết bị trao đổi nhiệt, và nhiệt độ t_4 của mặt ngoài chất cách nhiệt bọc kín thiết bị. Nhiệt độ chất lỏng trong thiết bị trao đổi nhiệt $t_1 = 80°$. Nhiệt độ của không khí ở bên ngoài $t_5 = 10°$. Thiết bị trao đổi nhiệt làm bằng thép; chiều dày thành $\delta_1 = 5$ mm, chiều dày lớp cách nhiệt $\delta_2 = 50$ mm.

Hệ số cấp nhiệt từ chất lỏng đến thành thiết bị $\alpha_1 = 200$ kcal/m^{2}h°C. Hệ số cấp nhiệt từ mặt chất cách nhiệt đến không khí: $\alpha_2 = 9$ kcal / m^{2}h°C

Hệ số dẫn nhiệt của chất cách nhiệt $\lambda = 0,1$ kcal / mh°C

Giải:

Ở hình 3-12 cho biết sơ đồ mặt cắt của thành thiết bị được bọc bởi chất cách nhiệt.

a) Hệ số truyền nhiệt:

$$K = \frac{}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta}{\lambda_2} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{200} + \frac{0,005}{40} + \frac{0,05}{0,1} + \frac{1}{9}} = 1,6 \text{ kcal/m}^2\text{h°C}$$

b) Nhiệt tổn thất từ 1 m^2 bề mặt thiết bị:

$$q = K(t_1 - t_3) = 1,6(80 - 10) = 112 \text{ kcal/m}^2 . \text{h}$$

c) Nhiệt độ t_2, t_3 và t_4 được xác định từ hệ thống phương trình:

$$q = \alpha_1(t_1 - t_2) = \frac{\lambda_{t1}}{\delta_{t1}}(t_2 - t_3) = \alpha_2(t_4 - t_5)$$

- Nhiệt độ bề mặt bên trong thành thiết bị:

$$t_2 = t_1 - \frac{q}{\alpha_1} = 80 - \frac{112}{200} = 79,44°\text{C}$$

- Nhiệt độ bề mặt bên ngoài thành thiết bị:

$$t_3 = t_2 - q\frac{\delta_1}{\lambda_1} = 79,14 - \frac{112 . 0,005}{40} = 79,43°\text{C}$$

- Nhiệt độ bề mặt bên ngoài của chất cách nhiệt:

$$t_4 = t_5 + \frac{q}{\alpha_2} = 10 + \frac{112}{9} = 22,4°\text{C}.$$

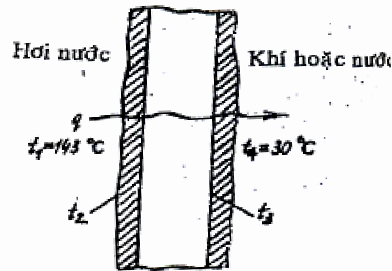
Chúng ta thấy rằng khi có chất cách nhiệt thì nhiệt trở của tường thép không đáng kể ($t_2 \approx t_3$).

Thí dụ 3: Xác định nhiệt độ các bề mặt tường t_2 và t_5 (hình 3-13) trong thiết bị gia nhiệt dùng hơi nước có áp suất p = 4 at.

a) Không khí ở áp suất thường

b) Nước.

Trong cả hai trường hợp nhiệt độ trung bình của không khí và cả của nước $t_6 = 30°$. Chiều dày thành ống thép. $\delta_{thép} = 4$ mm. Hệ số cấp nhiệt của hơi, không khí và nước lấy gần đúng theo bảng 3-4 (lấy trị số trung bình đối với không khí và nước - chuyển động rối theo dọc thành ống. Có tính đến độ bẩn của bề mặt)



Hình 3.13 (cho thí dụ3)

Giải:

Tìm nhiệt độ các mặt tường t_2 và t_5 theo hệ thống phương trình:

$$q = K \cdot \Delta t = \alpha_1(t_1 - t_2) = \alpha_2(t_5 - t_6)$$

Nhiệt độ ngưng tụ của hơi nước ở áp suất 4 ata bằng 143°C.

a) Hơi - không khí:

Hệ số truyền nhiệt:

$$K_1 = \frac{1}{\dfrac{1}{\alpha_1} + r_{cáu1} + \dfrac{\delta_{thép}}{\lambda_{thép}} + r_{cáu2} + \dfrac{1}{\alpha_2}}$$

$$= \frac{1}{\dfrac{1}{11500} + \dfrac{1}{2000} + \dfrac{0,004}{40} + \dfrac{1}{2000} + \dfrac{1}{40}} = 38,2\,\frac{kcal}{m^2h°C}$$

Ở đây, theo bảng 3-4 đối với hơi nước lấy $\alpha_1 = 11500\,kcal/m^2h°C$, đối với không khí lấy $\alpha_2 = 40\,kcal/m^2h°C$. Độ dẫn nhiệt của vẩy oxýt trên thành từ phía hơi ngưng tụ và từ phía không khí lấy như nhau: $\dfrac{1}{r_{cáu_1}} = 2000$ và $\dfrac{1}{r_{cáu_2}} = 2000\,kcal/m^2h°C$.

- Độ dẫn nhiệt của thép (phụ lục) $\lambda_{thép} = 40\,kcal/m \cdot h°C$
- Cường độ dòng nhiệt:

$$q_1 = K_1(t_1 - t_6) = 38,2(143 - 30) = 4320\,kcal/m^2 \cdot h°C$$

- Nhiệt độ t_2:

$$t_2 = t_1 - \frac{q}{\alpha_1} = 143 - \frac{4320}{11500} = 142,6°C;$$

Nhiệt độ t_5:

$$t_5 = t_6 + \frac{q}{\alpha_2} = 30 + \frac{4320}{40} = 138^\circ C.$$

b) Hơi - Nước:

- Hệ số truyền nhiệt:

$$K_2 = \frac{1}{\dfrac{1}{\alpha_1} + r_{cáu} + \dfrac{\delta_{thép}}{\lambda_{thép}} + r_{cáu} + \dfrac{1}{\alpha_2}} =$$

$$= \frac{1}{\dfrac{1}{11500} + \dfrac{1}{2000} + \dfrac{0{,}0004}{40} + \dfrac{1}{2000} + \dfrac{1}{2950}} = 656 \frac{kcal}{m^2h\,.\,^\circ C}$$

Ở đây hệ số cấp nhiệt của nước $\alpha_2 = 2950\,kcal/m^2h^\circ C$ xác định theo bảng 3-4.

- Nhiệt tải riêng:

$$q_2 = K_2(t_1 - t_6) = 656(143 - 30) = 74.100\,kcal/m^2h$$

- Nhiệt độ t_2:

$$t_2 = t_1 - \frac{q}{\alpha_1} = 143 - \frac{74100}{11500} = 136{,}5^\circ C$$

- Nhiệt độ t_5

$$t_5 = t_6 + \frac{q}{\alpha_2} = 30 + \frac{74100}{2950} = 55{,}2^\circ C$$

So sánh trường hợp a và b, ta thấy rõ hệ số cấp nhiệt α_2 càng lớn thì nhiệt độ tường t_5 càng nhỏ, trong những điều kiện khác đều như nhau (khi $\alpha_2 = 40\,kcal/m^2h^\circ C$, $t_5 = 138^\circ$ khi $\alpha_2 = 2050\,kcal/m^2h^\circ C$, $t_5 = 55^\circ 2$).

Thí dụ 4: Nếu trong thiết bị trao đổi nhiệt làm bằng ống thép dày 4 mm, trên một bề mặt ống bị rỉ, nhiệt trở của nó là 0,0005 $m^2.h^\circ C/kcal$, ở mặt kia có lớp cáu cặn nước (δ = 0,5 mm, λ = 1,5 kcal/m.h°C) thì hệ số truyền nhiệt cực đại có thể là bao nhiêu ở điều kiện mà hệ số cấp nhiệt α_1 và α_2 rất lớn?

Giải:

Theo công thức (3.41):

$$K = \frac{1}{\dfrac{1}{\alpha_1} + \sum r_{thép} + \dfrac{1}{\alpha_2}}$$

Nếu nhận rằng hệ số cấp nhiệt α_1 và α_2 là rất lớn, tổng số $\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2}$ có thể bỏ qua so với đại lượng $\sum r_{thép}$ thì trị số hệ số truyền nhiệt có thể lớn hơn và ví dụ bằng tổng nhiệt lượng dẫn qua tường và lớp cáu của nó, tức là:

$$K = \frac{1}{\sum r_{thép}}$$

$$\sum r_{thép} = r_{r1} + \frac{\delta_{thép}}{\lambda_{thép}} + \frac{\delta_{cáu}}{\lambda_{cáu}} = 0{,}0005 + \frac{0{,}004}{40} + \frac{0{,}0005}{1{,}5} = 0{,}00093 \frac{m^2 . h^\circ C}{kcal}$$

Ở đây: 40 kcal/mh°C - hệ số dẫn nhiệt của thép (bảng 28) về lý thuyết, trị số hệ số truyền nhiệt có thể tăng lên cực đại: $K = \frac{1}{0{,}00093} = 1070 \frac{kcal}{m^2h^\circ C}$

Vì tổng số $\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2}$ không có thể là bằng không nên thực tế trị số truyền nhiệt trong thiết bị trao đổi nhiệt đã cho luôn luôn là nhỏ hơn 1070 kcal/$m^2h^\circ C$.

Như vậy, hệ số truyền nhiệt luôn luôn nhỏ hơn tổng số độ dẫn nhiệt của tường và lớp cáu của tường.

Thí dụ 5: Nhiệt lượng của cặn crăckinh đi ra từ thiết bị crăckinh được dùng để đun nóng dầu hỏa, trong thiết bị chế biến dầu. Xác định hiệu số nhiệt độ trung bình giữa cặn crăckinh nóng và dầu đun, nếu phần cặn crăckinh có nhiệt độ: $t_đ = 360^\circ$, $t_c = 200^\circ$, còn dầu $t_đ = 25^\circ$, $t_c = 175^\circ$

Giải

Trong bài này có thể làm theo 2 trường hợp:

Trường hợp thứ nhất. Xuôi chiều - cả hai chất lỏng chuyển động cùng một hướng

300 → 200

25 → 175

$\Delta t_1 = 275$ $\quad \Delta t_2 = 25$

$$\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} = \frac{275}{25} > 2$$

Do đó: $\Delta t_{tb} = \frac{275 - 25}{Ln\frac{275}{25}} = 104^\circ$

Trường hợp thứ hai. Ngược chiều - hai chất lỏng chuyển động theo hướng ngược nhau.

300 → 200

175 → 25

$\Delta t_2 = 125$ $\quad \Delta t_1 = 175$

$$\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} = \frac{175}{127} < 2$$

Do đó: $\Delta t_{tb} = \frac{125 + 175}{2} = 150^\circ$

Nếu tính hiệu số nhiệt độ trung bình đối với trường hợp ngược chiều theo trung bình logarit thì được 149°.

Từ các phép tính trên, khi ở những điều kiện như nhau, hiệu số nhiệt độ trung bình đối với ngược chiều lớn hơn xuôi chiều.

. Cần chú ý trường hợp ngược chiều chất lỏng được đun nóng (dầu) có thể nóng tới nhiệt độ lớn hơn 175° (như đến 290°), còn cặn crắckinh có thể lạnh tới dưới 200° chẳng hạn tới 50°C. Đó là tính ưu việt của phương án ngược chiều.

Thí dụ 6: Trong thiết bị ngưng tụ loại ống chùm ngược chiều cho vào 200 kG/h hơi amoniac dưới áp suất 11,9 ata ở nhiệt độ 95°. Thiết bị ngưng tụ được làm lạnh bằng nước, nhiệt độ của nước vào 15°, NH_3 lỏng ra khỏi thiết bị ở nhiệt độ ngưng tụ.

Lượng nước cần thiết cho vào thiết bị ngưng tụ là bao nhiêu nếu hiệu số nhiệt độ nhỏ nhất giữa NH_3 và nước trong thiết bị ngưng tụ cho phép là 5°, nhiệt độ của nước ra khỏi thiết bị là bao nhiêu, hiệu số nhiệt trung bình trong thiết bị là bao nhiêu?

Giải:

Theo đồ thị T-s của NH_3 (phụ lục) hay theo bảng ta tìm được nhiệt độ ngưng tụ của NH_3 ở áp suất 11,9 at là 30°. Như thế vào thiết bị ngưng tụ, tại nhiệt độ 95°, NH_3 ở trạng thái hơi quá nhiệt. Để làm lạnh nó khi áp suất không đổi p = 11,9 ata từ 95° và đến nhiệt độ bắt đầu ngưng tụ (tức là đến 30°) thì nhiệt lượng cần lấy đi là:

$$Q = 200\,(393 - 350) = 8600 \text{ kcal/h}$$

Ở đây: 393 và 350 kcal/kg - enthalpy của NH_3 ở áp suất không đổi ata và ở nhiệt độ 95° và 30° (xem đồ thị T-s). Sau đó để ngưng tụ hơi 30° thành lỏng, lượng nhiệt cần lấy đi là:

$$Q_2 = 200(350 - 77) = 54600 \text{ kcal/h}$$

Ở đây: 77 kcal/kg - enthalpy của NH_3 lỏng khi p = 11,9 ata và t = 30° Như vậy, nước cần nhận một nhiệt lượng là:

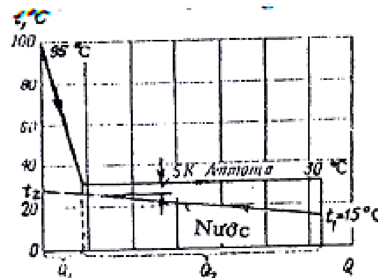
$$Q = Q_1 + Q_2$$

$$= 8600 + 54600 = 63.200 \text{ kcal/h}$$

Sự thay đổi nhiệt độ của NH_3 trong thiết bị ngưng tụ phụ thuộc vào lượng nhiệt của nó đã mất, thể hiện trên hình 3-14.

Xuất phát từ điều kiện là hiệu số nhiệt độ NH_3 và nước ở thiết bị ngưng tụ không nhỏ hơn 5°C ở mọi chỗ, ta lấy nhiệt độ của nước ở tại tiết diện của thiết mà NH_3 bắt đầu ngưng tụ và có hiệu số nhiệt độ nhỏ nhất bằng 30 – 5 = 25°.

• Khi đó lượng nước cần thiết có thể tìm theo phương trình:



Hình 3-14 (cho thí dụ 6)

$$54600 = G_B \,.\, 1(25 - 15)$$

Từ đó:

$$G_B = 5460 \text{ kg/h}$$

• Nhiệt độ của nước ra khỏi thiết bị ngưng tụ là t_2 ta xác định từ phương trình:

$$63200 = 5460 \,.\, 1(t_2 - 15)$$

$$t_2 = \frac{63200}{5460} + 15 = 26{,}6°$$

• Trong điều kiện đã cho, hiệu số nhiệt độ trung bình trong thiết bị không thể tìm nh trung bình lô-ga-rít giữa hiệu số ở cuối (95-26,6) và (30-15) vì lý do là tích số Gc đối vớ NH_3 không còn là hằng số dọc theo bề mặt trao đổi nhiệt (G - lưu lượng kg/h; c - nhiệt dung kcal/kg°C). Do đó thiết bị chia ra 2 khu vực, khu vực làm lạnh hơi quá nhiệt và kh vực ngưng tụ và đối với mỗi khu vực được xác định riêng hiệu số nhiệt độ trung bình củ nó.

• Trong điều kiện ví dụ của chúng ta thì đối với khu vực làm lạnh:

$$\left.\begin{array}{ll} 95 \longrightarrow & 30 \\ 26{,}6 \longrightarrow & 25 \\ \Delta t_1 = 68{,}4 & \Delta t_2 = 5 \end{array}\right\} \Delta t_{tb} = \frac{68{,}45}{Ln\dfrac{68{,}4}{5}} = 24{,}3°$$

• Đối với khu vực ngưng tụ:

$$\left.\begin{array}{ll} 30 \longrightarrow & 30 \\ 25 \longrightarrow & 15 \\ \Delta t_2 = 5 & \Delta t_1 = 15 \end{array}\right\} \Delta t_{tb} = \frac{15 - 5}{Ln\dfrac{15}{5}} = 9{,}1°$$

Thí dụ 7: Xác định hiệu số nhiệt độ trung bình trong thiết bị trao đổi nhiệt 1-2 loại chéo dòng (nhiều chặng) khoảng trống giữa các ống có một chặng và các ống chia ra làm 2 chặng (hình 3-15).

Nhiệt độ ban đầu của lưu chất nóng $T_1 = 80°$

Nhiệt độ ban cuối của lưu chất lỏng $T_2 = 40°$

Nhiệt độ ban đầu của lưu chất lạnh $t_1 = 20°$

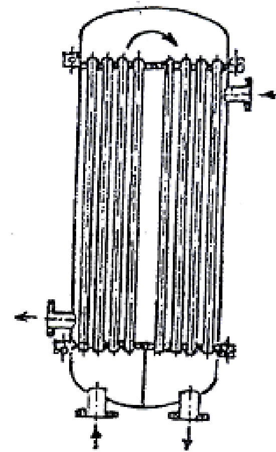
Nhiệt độ ban cuối của lưu chất lạnh $t_2 = 40$

Giải:

Dùng công thức (3-17):

$$\Delta t_{tb} = \varepsilon_{\Delta t} \,.\, \Delta t_{nc}$$

Tính hiệu số nhiệt độ trung bình đối với ngược chiều:



Hình 3-15 (cho thí dụ 7)

80 → 40

40 ← 20

$\Delta t_1 = 40$ $\Delta t_2 = 20$

$$\Delta t_{nc} = \frac{40 + 20}{2} = 30°$$

Tính đại lượng P và R:

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{40 - 20}{80 - 20} = 0,33$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{80 - 40}{40 - 20} = 2$$

Theo sơ đồ tương ứng (phụ lục) ta xác định trị số của hệ số điều chỉnh $\varepsilon_{\Delta t}$ khi P = 0,33 và R = 2 thì $\varepsilon_1 = 0,86$. Do đó, hiệu số nhiệt độ trung bình trong thiết bị trao đổi nhiệt là:

$$\Delta t_{tb} = \varepsilon_{\Delta t} \Delta t_{nc} = 0,86 \,.\, 30 = 25,8°$$

Thí dụ 8: Tính hệ số cấp nhiệt của nước được đun nóng trong thiết bị trao đổi nhiệt loại ống chùm gồm những ống đường kính 40 × 2,5 mm. Nước chảy trong ống với vận tốc 1 m/s và được đun nóng từ 15° đến 80°. Nhiệt độ của thành ống 95°, chiều dài ống 2 m.

Giải:

Nhiệt độ trung bình của nước:

$$t_f = \frac{15 + 80}{2} = 47,5°$$

Xác định chế độ chảy:

$$Re = \frac{\omega d \rho}{\mu g} = \frac{1 \,.\, 0,035 \,.\, 1000 \,.\, 9810}{0,57 \,.\, 9,81} = 61500$$

Ở đây: 0,57 cp - độ nhớt của nước (bảng 5) khi nhiệt độ trung bình của nó bằng 47,5°.

Vì Re > 10.000 nên hệ số cấp nhiệt được xác định theo công thức (3.27)

$$Nu = 0,021 \,.\, \varepsilon_1 Re^{0,8} \,.\, Pr^{0,43} \,.\, \left(\frac{Pr}{Pr_w}\right)^{0,25}$$

Ở đây: $\varepsilon_1 = 1$ đối với $\frac{L}{d} = \frac{2000}{35} = 57,1$ (bảng 3-1)

$$\frac{Pr}{Pr_w} = \frac{3,74}{1,85} = 2,02 \; (Pr = 3,74 \text{ khi } t = 47,5° \text{ và } Pr_w = 1,85 \text{ khi } t_w = 95°)$$

Để so sánh ta tiến hành tính giải tích và tính đồ thị theo toán đồ như sau:

Tính theo phương pháp giải tích:

$$Nu = 0{,}021 \,.\, 61500^{0,8} \,.\, 3{,}74^{0,43} \,.\, \left(\frac{3{,}74}{1{,}85}\right)^{0,25} = 299{,}2$$

Hệ số cấp nhiệt

$$\alpha = \frac{Nu\lambda}{d} = \frac{299{,}2 \,.\, 0{,}554}{0{,}035} = 4750\ kcal/m^2.h.°C$$

Ở đây: $\lambda = 0{,}554\ kcal/mh°C$ là độ dẫn nhiệt của nước ở 47,5°

Tính theo phương pháp đồ thị

Trên những cột số của đồ thị chỉ cần lấy giá trị gần đúng: (Hình XII)

$$Pr \approx 3{,}75;\ \frac{Pr}{Pr_w} = 2;\ Re = 61.500$$

Cách thức tính: nối liền đường thẳng có Pr = 3,75 (điểm A) và $\frac{Pr}{Pr_w} = 2$ (điểm B) được giao điểm của đường này với cột phụ β, điểm C, kẻ một đường thẳng đi qua điểm C này với trị số Re = 61500, đường này đến gặp cột Nu ≈ 290 điểm E, từ đó:

$$\alpha = \frac{290 \,.\, 0{,}554}{0{,}035} = 4580\ \frac{kcal}{m^2h°C}$$

- Sự khác nhau của hai kết quả tính theo giải tích và đồ thị trong điều kiện của ví dụ đã cho là: $\frac{4750 - 4580}{4750} \,.\, 100 = 3{,}5\%$

Thí dụ 9: Tính hệ số cấp nhiệt nhưng không tính đến ảnh hưởng của chiều dòng nhiệt trong điều kiện của ví dụ trên (tức là bỏ qua tỷ số $\frac{Pr}{Pr_w}$)?

Giải:

Xác định chuẩn số Nu:

$$Nu = 0{,}021Re^{0,8}Pr^{0,42} = 0{,}021 \,.\, 61500^{0,8} \,.\, 3{,}74^{0,13} = 251$$

Hệ số cấp nhiệt:

$$\alpha = \frac{Nu\lambda}{d} = \frac{251 \,.\, 0{,}554}{0{,}035} = 3970\ kcal/m^2h°C$$

Như vậy, nếu khi tính mà ta không kể đến ảnh hưởng của chiều dòng nhiệt thì trong những điều kiện của thí dụ 8, sai số của hệ số cấp nhiệt là $\frac{4750 - 3970}{4750} \,.\, 100 = 16{,}4\%$

Thí dụ 10: Benzen được đun nóng từ 20 đến 60° trong ống có đường kính trong 53 mm và dài 3 m. Nhiệt độ thành ống 70°. Tốc độ benzen 0,1 m/s. Tìm hệ số cấp nhiệt trung bình của benzen?

Giải:

Nhiệt độ trung bình của benzen:

$$t = \frac{20 + 60}{2} = 40^\circ$$

Xác định chuẩn số Reynolds:

$$Re = \frac{\omega d\rho}{\mu g} = \frac{0,1 \,.\, 0,053 \,.\, 858 \,.\, 9810}{0,49 \,.\, 9,81} = 9300$$

Trong đó: $\mu = 0,49cp = \frac{0,49}{9810} kg.s/m^2$ - độ nhớt của benzen ở 40°; có thể xác định gần đúng theo phụ lục.

Chuẩn số Re = 9300 như vậy, là ở chế độ chảy quá độ.

Khi $Re = 9,3 \,.\, 10^3$ theo biểu đồ (hình 3-1), ta xác định được trị số:

$$Nu = 30,9Pr^{0,43}\left(\frac{Pr}{Pr_w}\right)^{0,25}$$

Pr = 7,4 - chuẩn số Prandtl đối với benzen ở 40° (phụ lục) $Pr_w = 6,6$ - chuẩn số Prandtl đối với benzen ở 70° (phụ lục) Sau khi thay vào, ta có:

$$Nu = 30,9 \,.\, 7,4^{0,43}\left(\frac{7,4}{6,6}\right)^{0,25} = 75,2$$

Hệ số cấp nhiệt đối với benzen:

$$\alpha = \frac{Nu\lambda}{d} = \frac{75,2 \,.\, 0,121}{0,053} = 172 \, kcal/m^2h^\circ C$$

$\lambda = 0,121 \, kcal/mh^\circ C$ - độ dẫn nhiệt của benzen ở 40°

Thí dụ 11: Trong thiết bị trao đổi nhiệt loại ống chùm kiểu nằm ngang, cho anilin đi ngoài ống. Nhiệt độ trung bình của anilin 120°C, vận tốc 0,03 m/s. Đường kính trong của ống 20 mm, dài 3 m. Nhiệt độ trung bình ở mặt trong của ống là 110°. Xác định hệ số cấp nhiệt?

Giải:

Xác định chuẩn số Reynolds đối với anilin:

$$Re = \frac{\omega d\rho}{\mu g} = \frac{0,03 \,.\, 0,02 \,.\, 933}{\left(\frac{0,59}{9810}\right) . \, 9,81} = 949.$$

Trong đó: $\rho = 933 \, kg/m^3$- khối lượng riêng của anilin (xác định gần đúng theo bảng 4); $\mu_{tb} = 0,59cp$ - độ nhớt của anilin ở $t_f = 120^\circ$ (xác định theo phụ lục bảng 9)

Chuẩn số Re < 2300; như vậy là ở chế độ chảy tầng. Công thức tính gần đúng (3.33):

$$Nu = 0,15\varepsilon_1 \,.\, Re^{0,33} \,.\, Pr^{0,13} \,.\, Gr^{0,1} \,.\, \left(\frac{Pr}{Pr_w}\right)^{0,25}$$

$$\varepsilon_1 = 1 \text{ vì } \frac{L}{d} = \frac{3000}{20} = 150 \text{ (bảng 3-2)}$$

$Pr = 6$ - chuẩn số Prandtl đối với anilin ở $t_f = 120°$.

$Pr_w = 7,2$ - chuẩn số Prandtl đối với anilin ở $t_w = 110°$

$$Gr = \frac{d^3\rho^2\beta\Delta t}{\mu^2 g} = \frac{0,02^3 \,.\, 933^2 \,.\, (1,07 \,.\, 10^{-3}) \,.\, 10}{\left(\frac{0,59}{9810}\right)^2 \,.\, 9,81} = 2,10 \,.\, 10^6$$

$$\Delta t = 120 - 110 = 10°$$

β - hệ số giãn nở thể tích, phụ thuộc vào nhiệt độ 1/°C (trị số β được xác định $t_f = 120°$ bảng 33) Hoặc tính như sau:

Từ phương trình:

$$v_{t1} = v_o(1 + \beta t_1) = v_o(1 + at_1 + bt_1^2 + ct_1^3)$$

$$v_{t2} = v_o(1 + \beta t_2) = v_o(1 + at_2 + bt_2^2 + ct_2^3)$$

Rút ra:

$$\beta = \frac{a(t_1 - t_2) + b(t_1^2 - t_2^2) + (t_1^3 - t_2^3)}{t_1 - t_2}$$

Lấy $t_1 = 121°$, $t_2 = 119°$. Trị số a, b và c lấy từ Sổ tay hóa học.

Sau khi thay đổi các trị số vào ta được:

$$\beta = \frac{0,82349 \,.\, 10^{-3} \,.\, 2 + 0,8408 \,.\, 10^{-6}(121^2 - 119^2) + 0,10741 \,.\, 10^{-8}(121^3 - 119^3}{121 - 119}$$

$$= 1,07 \,.\, 10^{-3} \,\frac{1}{°C}$$

Xác định chuẩn số Nu:

$$Nu = 0,15 \,.\, 1 \,.\, 949^{0,33} \,.\, 6^{0,43}(2,1 \,.\, 10^6)^{0,1}\left(\frac{6}{7,2}\right)^{0,25} = 12,75$$

Hệ số cấp nhiệt của anilin:

$$\alpha = \frac{Nu\lambda}{d} = \frac{12,75 \,.\, 0,14}{0,02} = 89,3 \text{ kcal/m}^2\text{h°C}$$

Ở đây: $\lambda = 0,14$ kcal/mh°C - độ dẫn nhiệt của anilin ở $t_f = 120°$ (phụ lục)

Thí dụ 12: Trong thiết bị trao đổi nhiệt loại ống chùm thẳng đứng gồm 61 ống, đường kính ống 32 × 2,5 mm, cao 1,25 m, người ta cho chất têtraclorua cacbon đi qua ống với lưu lượng 13 m^3/h. Nhiệt độ trung bình của têtraclorua cacbon là $t_f = 50°$, ở mặt trong của thành ống $t_w = 24°$.

Xác định hệ số cấp nhiệt α từ têtracclorua cacbon đến thành ống trong hai trường hợp:

a) Têtraclorua cacbon chảy theo ống, chứa đầy hoàn toàn tiết diện ngang của ống

b) Têtraclorua chảy thành màng mỏng ở mặt trong của ống.

Giải:

a) Ống hoàn toàn chứa đầy:

Tốc độ chảy của têtraclorua cacbon:

$$\omega = \frac{13}{61 \,.\, 0,785 \,.\, 0,027^2 \,.\, 3600} = 0,103 \text{ m/s}$$

Chuẩn số Re:

$$Re = \frac{\omega d\rho}{\mu g} = \frac{0,103 \,.\, 0,027 \,.\, 1630 \,.\, 9810}{0,7 \,.\, 9,81} = 6470$$

Trong đó:

1630 kG/m^3 - khối lượng riêng của têtraclorua cacbon (bảng 3); 0,7cp - độ nhớt của têtraclorua cacbon ở 50° (phụ lục). Chuẩn số Re = 6470; như vậy là chuyển động quá độ.

Khi chuyển động quá độ, với $Re = 6,47 \,.\, 10^3$ từ biểu đồ ở (hình 3-1) ta có:

$$Nu = 21,9 Pr^{0,43}\left(\frac{Pr}{Pr_w}\right)^{0,25} = 21,9 \,.\, 5,4^{0,43}\left(\frac{5,4}{6,6}\right)^{0,25} = 43,1$$

Ở đây: Pr = 5,4 - chuẩn số Prandtl của têtraclorua cacbon ở $t_f = 50°$ (phụ lục)

$Pr_w = 6,6$ - chuẩn số Prandtl của têtraclorua cacbon ở $t_w = 24°$ (phụ lục)

Hệ số cấp nhiệt khi hoàn toàn chứa đầy ống:

$$\alpha = \frac{Nu\lambda}{d} = \frac{43,1 \,.\, 0,09}{0,027} = 141 \text{ kcal/m}^2\text{h°C}$$

$\lambda = 0,09$ kcal/mh°C - độ dẫn nhiệt của têtraclorua cacbon ở 50° (phụ lục)

b) Chảy thành màng:

Hệ số cấp nhiệt được xác định theo công thức (3.47) hay (3.48) Trong 2 công thức, các trị số của hằng số lý hóa cần lấy ở nhiệt độ của màng (lớp phân chia)

$$t_m = \frac{t_f + t_w}{2} = \frac{50 + 24}{2} = 37°$$

Độ nhớt của têtraclorua cacbon ở nhiệt độ đó bằng 0,84 cp, độ dẫn nhiệt là 0,094 kcal/mh°C. Khi đó:

$$Re = \frac{4G_s}{\pi d n \mu g} = \frac{4 . 13 . 1630 . 9810}{3600 . 3,14 . 0,027 . 61 . 0,84 . 9,81} = 5420$$

Chế độ chuyển động của màng là chuyển động rối. Dùng công thức (3.47)

$$Ga = \frac{H^3 \rho^2}{\mu^2 g} = \frac{1,25^3 . 1630^2 . 9810^2}{0,84^2 . 9,81} = 72,2 . 10^{12}$$

Ở 37°, tìm theo toán đồ (phụ lục) thì được Pr = 6 Khi đó:

$$Nu = 0,01(Ga . Pr . Re)^{1/3} = 0,01(72,2 . 10^{12} . 6 . 5420)^{1/3} = 13.300$$

Do đó:

$$\alpha_m = \frac{Nu\lambda}{H} = \frac{13300 . 0,094}{1,25} = 1000 \, kcal / m^2h°C$$

Tỷ số: $\frac{\alpha_m}{\alpha} = \frac{1000}{144} \approx 7$

Như vậy, trong trường hợp của ví dụ đã cho, hệ số cấp nhiệt của têtraclorua cacbon chảy thành màng lớn gấp 7 lần hệ số cấp nhiệt khi chứa đầy tất cả ống.

Thí dụ 13: Tìm hệ số cấp nhiệt từ không khí đến thành ống có đường kính trong 50mm, dài 1,5 m. Tốc độ của không khí là 6 m/, nhiệt độ ban đầu của không khí là 60°, ban cuối 20°.

Giải:

Nhiệt độ trung bình của không khí:

$$t_{kk} = \frac{20 + 60}{2} = 40°$$

Chuẩn số Reynolds:

$$Re = \frac{\omega d}{\nu} = \frac{6 . 0,05}{16,96 . 10^{-6}} = 17700$$

$\nu = 16,96 . 10^{-6} m^2 / s$ - hệ số nhớt động học của không khí ở $t_f = 40°$

Chuẩn số Re > 10000, tính theo công thức (3.32):

$$Nu = 0,018 \varepsilon_1 Re^{0,8} = 0,018 . 1,06 . 17700^{0,8} = 47,7$$

Trong đó:

$$\varepsilon_1 = 1,06 \text{ khi } \frac{L}{d} = \frac{1500}{50} = 30 \text{ (Bảng 3-1)}$$

Hệ số cấp nhiệt:

$$\alpha = \frac{Nu\lambda}{d} = \frac{47,7 . 0,028}{0,05} = 26,7 \, kcal / m^2h°C$$

$\lambda = 0,028 \, kcal / mh°C$ - độ dẫn nhiệt của không khí ở t = 40°

Thí dụ 14: Trong thiết bị đun nóng không khí, ống chùm có các ống có đường kính ngoài d = 44,5 mm được xếp thành 6 dãy thẳng hàng. Số ống trong tất cả các dãy đều bằng nhau (giống nhau). Chất đun nóng (lưu chất nóng) đi trong ống, không khí được đun nóng đi ngoài ống theo hướng ngang có góc tới 90°. Tìm hệ số cấp nhiệt của không khí nếu nhiệt độ trung bình của không khí là 200°, tốc độ trung bình của không khí qua chỗ hẹp nhất là $\omega = 12$ m/s.

Giải:

Xác định chuẩn số Reynolds:

$$Re = \frac{\omega d}{\nu} = \frac{12 \,.\, 0{,}0445}{34{,}85 \,.\, 10^{-6}} = 15300$$

$\nu = 34{,}85 \,.\, 10^{-6}\ m^2/s$ - hệ số nhớt động học của không khí ở $t_f = 200°$. Chuẩn số $Re > 10000$. Tính theo công thức (3-39):

$$Nu = 0{,}21\varepsilon_\varphi \,.\, Re^{0{,}65} = 0{,}21 \,.\, 1 \,.\, 15300^{0{,}65} = 110{,}1$$

Ở đây ε_φ - hệ số tính đến ảnh hưởng của góc tới, khi góc tới $\varphi = 90°$, $\varepsilon_\varphi = 1$

- Hệ số cấp nhiệt đối với dãy thứ ba và các dãy sau:

$$\alpha = \frac{Nu\lambda}{d} = \frac{110{,}1 \,.\, 0{,}034}{0{,}0445} = 83{,}5\ kcal/m^2h°C$$

$\lambda = 0{,}034\ kcal/mh°C$ - độ dẫn nhiệt của không khí khi $t_f = 200°$ (phụ lục).

- Hệ số cấp nhiệt trung bình đối với tất cả chùm ống:

$$\alpha_{tb} = \alpha \,.\, \frac{0{,}6 + 0{,}9 + 4 \,.\, 1}{6} = 0{,}916 \,.\, 83{,}5 = 76{,}5\ kcal/m^2h°C$$

Ở đây 0,6 và 0,9 những hệ số tính đến sự giảm hệ số cấp nhiệt đối với dãy thứ 1 và thứ 2 trong chùm ống [công thức (3.36)]. Các dãy sau có $\varepsilon = 1$.

Thí dụ 15: Trong điều kiện của ví dụ trên, hệ số cấp nhiệt thay đổi ra sao nếu vị trí của ống không xếp thẳng hàng mà xếp xen hàng?

Giải: Trường hợp ống xếp xen hàng thì dùng công thức tính (3.40) đối với dãy ống thứ ba và các dãy ống tiếp sau:

$$Nu = 0{,}37\varepsilon_\varphi Re^{0{,}6} = 0{,}37 \,.\, 4 \,.\, 15300^{0{,}6} = 110$$

- Hệ số cấp nhiệt đối với dãy thứ ba và các dãy tiếp sau:

$$\alpha = \frac{Nu\lambda}{d} = \frac{120 \,.\, 0{,}0338}{0{,}0445} = 91{,}1\ kcal/m^2h°C$$

- Hệ số cấp nhiệt trung bình đối với tất cả chùm ống:

$$\alpha_{tb} = \frac{0{,}6 + 0{,}7 + 4 \,.\, 1}{6}\alpha = 0{,}883 \,.\, 91{,}1 = 80{,}5\ \frac{kcal}{m^2h°C}$$

Thí dụ 16: Rượu isôprôpylic được đun nóng trong bình bằng nước nóng. Nước này được bơm qua dãy ống nằm ngang đường kính d = 50 mm. Xác định hệ số cấp nhiệt đối với rượu isôprôpylic khi nó chuyển động tự do, nếu nhiệt độ trung bình của rượu $t_f = 60°$, nhiệt độ

trung bình ở mặt ngoài của ống $t_w = 70°$

Giải:

Hệ số cấp nhiệt khi chất lỏng chuyển động tự do ở gần ống nằm ngang được tính theo công thức (3.59):

$$Nu = 0{,}51(Gr \cdot Pr)^{0,25} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_w}\right)^{0,25}$$

Đối với chuẩn số Nu, Pr ta lấy nhiệt độ theo nhiệt độ trung bình của chất lỏng ở xa ống $t_f = 60°$, còn đối với chuẩn số Pr_w lấy theo nhiệt độ của thành ống $t_w = 70°$.

Xác định chuẩn số Grashof:

$$Gr = \frac{d^3\rho^2\beta\Delta t}{\mu^2 g} = \frac{0{,}05^3 \cdot 789^2 \cdot 1{,}39 \cdot 10^{-3} \cdot 10}{\left(\frac{0{,}8}{9810}\right)^2 \cdot 9{,}81} = 1{,}65 \cdot 10^7$$

$\rho = 789\ kg/m^3$ - khối lượng riêng của rượu

$\Delta t = 70 - 60 = 10°$

$\mu = 0{,}8$ cp - độ nhớt của rượu isôprôpylic ở 60°

β - hệ số giãn nở thể tích, 1 / °C

Tính β đối với $t_f = 60°$ khi $t_1 = 61°$, $t_2 = 59°$

$$\beta = \frac{a(t_1 - t_2) + b(t_1^2 - t_2^2) + c(t_1^3 - t_2^3)}{t_1 - t_2}$$

$$\beta = \frac{1{,}04345 \cdot 10^{-3} \cdot (61 - 59) + 0{,}44303 \cdot 10^{-6}(61^2 - 59^2) + 2{,}7274 \cdot 10^{-8}(61^3 - 59^3)}{61 - 59}$$

$$= 1{,}39 \cdot 10^{-3} \frac{1}{°C}$$

Chuẩn số Prandtl đối với rượi isôprôpylic ở 60°: Pr = 19 (phụ lục); ở 70°: $Pr_w = 16{,}5$

Xác định chuẩn số Nusselt:

$$Nu = 0{,}51(1{,}65 \cdot 10^7 \cdot 19)^{0,25}\left(\frac{19}{16{,}5}\right)^{0,25} = 70{,}3$$

Hệ số cấp nhiệt khi rượu isôprôpylic chuyển động tự do:

$$\alpha = \frac{Nu\lambda}{d} = 70{,}3 \cdot \frac{0{,}126}{0{,}05} = 177\ kcal/m^2h°C$$

Độ dẫn nhiệt của rượu isôprôpylic ở 0°C là 0,133 kcal/mh°C. Để tìm trị số gần đúng của λ ở 60° bằng đồ thị (xem phụ lục), ta đặt $\lambda = 0{,}133$. Trị số λ này được xếp theo đường thẳng 40 (nitrôbenzen); cũng theo đường này tính được trị số gần đúng của λ ở 60° là 0,126kcal / mh°C

Thí dụ 17: Hơi nước bão hòa được ngưng tụ ở mặt ngoài của chùm ống nằm ngang xếp theo hình sáu cạnh. Đường kính ngoài của ống là d = 30 mm. Áp suất hơi là 10,23 at. Xác định hệ số cấp nhiệt trung bình, lấy nhiệt độ trung bình ở mặt ngoài của ống $t_w = 172°$

Giải:

Tính theo công thức (3.65) đối với 1 ống và áp dụng có hệ số điều chỉnh theo số dãy ống (hình 3-7).

Công thức tính đối với một ống nằm ngang:

$$\alpha = 0{,}725 \sqrt[4]{\frac{3600 r \rho^2 \lambda^3}{\mu \Delta t d}}$$

$$\alpha = 0{,}725 . \sqrt[4]{\frac{3600 . 482{,}3 . 892{,}4^2 . 0{,}582^3}{15{,}1 . 10^{-6} . 8 . 0{,}03}} = 12000 \text{ kcal/m}^2\text{h°C}$$

r = 482,3 kcal/kg - nhiệt ngưng tụ (tạo thành hơi) của hơi nước ở áp suất 10,23 at;

$\rho = 892{,}4 \text{ kg/m}^3$ - khối lượng riêng của nước ngưng tụ;

$\Delta t = t_{ngưng} - t_w = 180 - 172 = 8°$ ($t_{ngưng}$ - nhiệt độ ngưng tụ của hơi ở p = 10,23 at);

$\lambda = 0{,}582 \text{ kcal/mh°C}$ - độ dẫn nhiệt của nước ngưng;

$\mu = 15{,}1 . 10^{-6} \text{ kg.s/m}^2$ - độ nhớt của nước ngưng;

ρ, λ và μ được xác định ở nhiệt độ trung bình của màng ngưng tụ:

$$t_m = \frac{t_{ngưng} + t_w}{2} = \frac{180 + 172}{2} = 176°$$

Hệ số cấp nhiệt trung bình đối với tất cả chùm ống:

$$\alpha_{tb} = \varepsilon_{tb\alpha} = 0{,}6 . 12000 = 7200 \text{ kcal/m}^2\text{h°C}.$$

$\varepsilon_{tb} = 0{,}6$ - hệ số, xác định đối với toàn bộ chùm ống theo hình 3-7.

Thí dụ 18: Xác định hệ số cấp nhiệt đối với nước sôi trong một thể tích lớn (trong rường hợp đối lưu tự nhiên) ở áp suất 1,03 ata (100°) nếu nhiệt tải riêng $= 3 . 10^4 \text{ kcal/m}^2\text{h}$.

Giải:

Ta tiến hành tính toán như sau:

1) Theo công thức (3.73)

$$\alpha = 6{,}9 . 10^{-3} \left(\frac{\rho_h . r}{\rho_f - \rho_h}\right)^{0{,}033} \left(\frac{\rho_f}{\sigma}\right)^{0{,}33} . \frac{\lambda_f^{0{,}75} q^{0{,}7}}{\mu_f^{0{,}45} c_f^{0{,}117} T_s^{0{,}37}} =$$

$$= 6{,}9 . 10^{-3} \left(\frac{0{,}597 . 539{,}4}{958{,}4 - 0{,}597}\right)^{0{,}033} . \left(\frac{958{,}4}{60 . 10^{-4}}\right)^{0{,}33} . \frac{0{,}587^{0{,}75}}{(28{,}8 . 10^{-6})^{0{,}45} . 1{,}008^{0{,}117} . 373^{0{,}37}} . q^{0{,}7}$$

$= 2,873q^{0,7} = 2,873(3 \,.\, 10^4)^{0,7} = 3912\,\text{kcal}/\text{m}^2$ giờ °C

trong đó đối với nước ở 100° theo bảng 39: $\rho_f = 958,4\,\text{kg}/\text{m}^3$; $\sigma = 60 \,.\, 10^{-4}$ kg/m
$\lambda_{f=}$ 0,587 kcal/m.h°C

$$\mu_f = 28,8 \,.\, 10^{-6}\,\frac{\text{kgs}}{\text{m}^2}$$

$c_f = 1,008\,\text{kcal}/\text{kg}°\text{C}$; đối với hơi nước ở 100°;

$r = 539,4$ kcal/kg, $\rho_h = 0,597\,\text{kg}/\text{m}^3$, $T_s = 100 + 273 = 373°\text{K}$.

2) Theo công thức (3.74):

$$\alpha = 3 \,.\, q^{0,7} = 4080\,\text{kcal}/\text{m}^2\text{h}°\text{C}$$

3) Theo biểu đồ hình (3-10):

$$\alpha \approx 4100\,\text{kcal}/\text{m}^2\text{h}°\text{C}$$

Thí dụ 19: Xác định hệ số truyền nhiệt trong thiết bị làm bốc hơi rượu êtylic. Rượu được đun nóng bằng hơi nước (p = 3 at). Hơi được ngưng tụ trong ống xoắn bằng thép có đường kính 51 × 3 mm. Rượu sôi dưới áp suất thường. Có tính nhiệt trở của lớp cáu ở tường ống.

Giải:

a) Điều kiện nhiệt độ của quá trình.

Trên hình 3-16:

δ_1 - chiều dày của lớp cao ở phía hơi ngưng tụ:

δ_2 - chiều dày của lớp cáu ở phía rượu sôi;

t_{w1} nhiệt độ ở bề mặt lớp cao phía tường tiếp xúc với hơi ngưng tụ;

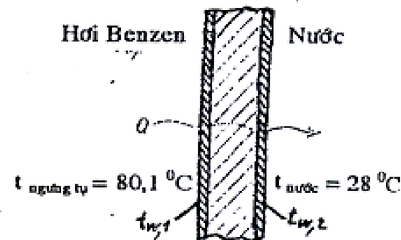
t_{w2} nhiệt độ bề mặt lớp cáu ở phía tường tiếp xúc với rượu sôi. Nhiệt độ ngưng tụ của hơi đốt ở 3 at bằng 132°9; nhiệt độ sôi của rượu là 78,4°.

Hiệu số nhiệt độ trung bình:

$$\Delta t_{tb} = 132,9 - 78,4 = 54,5°$$

b) Hệ số cấp nhiệt khi rượu êtylic sôi:

Tính $\alpha_{sôi}$ theo công thức (3.73) đồng thời để so sánh với công thức gần đúng (3.74).



Hình 3-16 (cho thí dụ 19)

Tính theo công thức (3.73):

$$\alpha_{sôi} = 6,9 \,.\, 10^{-3}\left(\frac{\rho_h \cdot r}{\rho_f - \rho_h}\right)^{0,033}\left(\frac{\rho_f}{\sigma}\right)^{0,33} \cdot \frac{\lambda_f^{0,75}}{\mu_f^{0,45}\,c_f^{0,117} \,.\, T_s^{0,7}}\,q^{0,7} =$$

$$= 6{,}9\,.\,10^{-3}\left(\frac{174\,.\,201}{735-1{,}74}\right)^{0{,}033}\left(\frac{735}{17{,}1\,.\,10^{-4}}\right)^{0{,}333}\,.\,\frac{0{,}144^{0{,}75}}{(0{,}46\,.\,10^{-4})^{0{,}45}\,.\,0{,}77^{0{,}12}\,.\,351{,}5^{0{,}37}}q^{0{,}7}$$

$$= 1{,}25\,.\,q^{0{,}7}$$

Ở đây T_s nhiệt độ sôi của rượu dưới áp suất khí quyển tức là

$$273 + 78{,}5 = 351{,}5\ ^\circ K.$$

Ở nhiệt độ này đối với rượu:

$$\rho_f = 735\ kg/m^3$$

$$r = \frac{9{,}3\,.\,1000}{46{,}07} = 201\ kcal/kg$$

$$\rho_h = 1{,}74\ kg/m^3$$

$$\sigma = 16{,}8\ dyn/cm = \frac{16{,}8}{9810} = 17{,}1\,.\,10^{-4}\ kg/m$$

$$\mu_f = 0{,}451\ cp = \frac{0{,}451}{9810} = 0{,}46\,.\,10^{-4}\ kgs/m^2$$

$$C = 0{,}77\ kcal/kg^\circ C$$

$$\lambda = 0{,}144\ kcal/mh^\circ C$$

Theo công thức (3.74) khi trị số $\varphi = 0{,}45$ đối với rượu êtylic ($p = 1$ at) ta có:

$$\alpha_{sôi} = 2{,}6\,.\,0{,}45q^{0{,}7} = 1{,}17q^{0{,}7}$$

nghĩa là theo công thức gần đúng, ta thu được α bé hơn:

$$\frac{1{,}25 - 1{,}17}{1{,}25}\,.\,100 = 6{,}4\%$$

c) Những công thức tính hệ số cấp nhiệt khi hơi nước ngưng tụ: Trường hợp hơi ngưng tụ trong ống xoắn thì không có công thức tính. Để tính gần đúng, ta dùng công thức (3.66):

$$\alpha_{ngưng} = 0{,}725A\left(\frac{r}{d\Delta t_1}\right)^{0{,}25}$$

Ở đây A đối với nước lấy ở nhiệt độ $t_m = \frac{t_s + t_w}{2}$. Ẩn nhiệt ngưng tụ của hơi nước r lấy ở nhiệt độ T_s.

d) Xác định tổng số nhiệt trở của thành ống thép và nhiệt trở của lớp cáu như sau:

$$r_n = r_{cáu_1} + r_w + r_{cáu_2}$$

$$= \frac{1}{5000} + \frac{0{,}003}{40} + \frac{1}{5000} = 0{,}000475\frac{m^2h^\circ C}{kcal}$$

Ta lấy nhiệt truyền từ lớp cáu đến hơi nước $\left(\frac{1}{r_{cáu_1}}\right)$ và đến rượu êtylic sôi $\left(\frac{1}{r_{cáu_2}}\right)$ là 5000 (phụ lục), hệ số dẫn nhiệt của thép bằng 40 $\frac{kcal}{m \,.\, h^{\circ}C}$ (phụ lục)

e) Xác định nhiệt tải riêng q

Trong trường hợp của chúng ta $\alpha_{ngưng} = f(t_{w1}$ và $\alpha_s = f(t_{w2})$ ta thấy rằng, nhiệt độ tường t_{w1} và t_{w2} là số chưa biết, nên ta xác định chúng bằng phương pháp gần đúng.

Để tiến hành tính toán, ta nhớ rằng khi thiết lập quá trình cấp nhiệt thì lượng nhiệt truyền từ hơi nóng ngưng tụ đến tường $q_{ngưng}$ kcal/m^{2}h, cần phải bằng lượng nhiệt truyền qua tường và lớp cáu của nó q_w kcal/m^{2}h, cũng như lượng nhiệt truyền từ tường đến chất lỏng sôi q_s, kcal/m^{2}h nghĩa là:

$$q_{ngưng} = q_w = q_{sôi}.$$

Trong đó:

$$q_{ngưng} = \alpha ngưng(t_{ngưng} - t_{w1})$$

$$q_w = \frac{t_{w1} - t_{w2}}{\sum r_w}$$

$$q_s = \alpha_s(t_{w2} - t_s)$$

Ta thấy rằng, tỷ số đường kính trong và đường kính ngoài của ống $\frac{d_{ng}}{d_t} = \frac{45}{51} = 0,88 > 0,5$, có thể không tính theo bề mặt tường ống tròn.

Để chứng minh sự tính toán và kiểm tra được thuận tiện sự thay đổi của các đại lượng tính toán ta lập bảng sau (bảng 3-6)

Lần tính thứ nhất - Ta cần giả thiết trị số t_{w1}.

Trị số t_{w1} cần phải nằm trong khoảng giới hạn giữa nhiệt độ 132°9 và 78°5, lúc đó bởi vì $\alpha_{ngưng} > \alpha_{sôi}$, t sẽ thấp hơn 132°9. Ta chọn $t_{w1} = 125°$

Trong bảng 3-6, ta tìm được:

$$t_{ngưng} = 132,9°,\ t_{w1} = 125°,$$

$$t_m = 0,5(t_{ngưng} + t_{w1}) = 0,5(132,9 + 125) \approx 129°;$$

$$\Delta t_1 = t_{ngưng} - t_{w1} = 132,9 - 125 = 7,9°;$$

$$A = 2331.$$

Tính:

1) $\alpha_{ngưng} = 0,725A\left(\frac{r}{d\Delta t_1}\right)^{0,25} = 0,725 \,.\, 2331\left(\frac{518,1}{0,045 \,.\, 79}\right)^{0,25} = 10400$ kcal/m^{2}h°C

Bảng 3.6

Số lần tính	Hơi nóng ngưng tụ chảy vuông góc							Nhiệt trở của thành và lớp cáu		Rượu sôi					
	$t_{ngưng}$	t_{w1}	t_m	Δt_1	A	$\alpha_{ngưng}$	$q_{ngưng}$	$\sum r_w$	Δt_w	t_{w2}	$\Delta t_{sôi}$	Δt_2	$\alpha_{sôi}$	$q_{sôi}$	q_{tb}
1	132,9	125	129	7,9	2331	10400	82500	0,000475	39,2	85,8	78,5	6,8	3410	3410	53850
2	132,9	127,75	130,3	5,15	2336	11700	60100	0,000475	28,6	99,1	78,5	20,6	2770	2770	58550
3	132,9	127,9	130,4	5,0	2336	11800	58800	0,000475	27,9	100	78,5	21,5	2730	2730	58750

(Ở đây r = 518,4 ở $t_{ngưng}$ = 132,9°, d = 0,045 m; khi xác định $\alpha_{ngưng}$ cũng có thể dùng giản đồ (trong phụ lục)

2) $q_{ngưng} = \alpha_{ngưng}(t_{ngưng} - t_{w1}) = 10.400\,.\,(132,9 - 125) = 82500\,kcal/m^2h$

3) $\Delta t_w = \sum r_w q_{ngưng} = 0,000475\,.\,82500 = 39,2°$

4) $t_{w2} = t_{w1} - \Delta t_w = 125 - 39,2 = 85,8°$

5) $\alpha_{sôi} \approx 1,25 q_{ngưng}^{0,7} = 1,25\,.\,32500^{0,7} = 3410\,kcal/m^2h°C$

6) $q_{sôi} = \alpha_{sôi}(t_{w2} - t_{sôi}) = 3410(85,8 - 78,4) = 25.200\,kcal/m^2h$

7) $q_{tb} = \dfrac{q_{ngưng} + q_{sôi}}{2} = \dfrac{82500 + 25200}{2} = 53850\,\dfrac{kcal}{m^2 giờ}$

Trị số $q_{ngưng}$ và $q_{sôi}$ cách nhau rất xa dẫn đến lần tính thứ hai.

Lần tính thứ hai - Ta giả thiết rằng cũng cần tìm sự thay đổi của Δt_1 để cho $q_{ngưng}$ bằng q_{tb}

Sai số giữa q_{tb} và $q_{ngưng}$ là:

$$\frac{82500 - 53800}{82500} = 0,347$$

Đối với lần tính thứ hai cho $\Delta t_1 = (1 - 0,347)7,9 = 5,15°$

Quá trình tính toán cũng tương tự lần thứ nhất. Các số liệu cho ở trong bảng 3-6

Sai số giữa $q_{ngưng}$ và q_{tb} không lớn lắm:

$$\frac{60100 - 58500}{58500}100 \approx 3\%$$

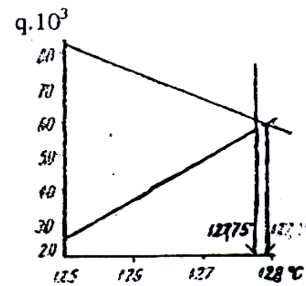
Như vậy sai số tìm được nằm trong giới hạn tính toán chính xác. Nhưng ta thấy rằng do quá trình tính toán để tìm t_{w1} nên đã làm cho $q_{ngưng}$ và $q_{sôi}$ gần trùng nhau hơn.

Lần tính thứ ba - Trên 3-17, vẽ những đường thẳng nối hai điểm ứng với $q_{ngưng}$ và $q_{sô}$ Giao điểm của hai đường này cho ta trị số chính xác hơn

$$t_{w1} = 127,9° \text{ và } q_{tb} = 59000\,kcal/m^2h.$$

Lập đồ thị để xác định q_{tb} của lần tính thứ ba đối với $t_{w1} = 127,9°$. Từ sự tính toán này ta xác định được $q_{tb} = 58750 \text{ kcal/m}^2\text{h}$. Sai số theo đồ thị để xác định q_{tb} là 0,4%. Sai số giữa $q_{ngưng}$ trong trường hợp này chỉ là:

$$\frac{58800 - 58750}{58800}100 \approx 0,1\%$$



Hình 3-17 (cho thí dụ 19)

Như vậy, nhiệt tải riêng khi đun sôi rượu thu được theo tính toán:

$$q = 0,587 \,.\, 10^5 \text{ kcal/m}^2\text{h}$$

• Những công thức tính toán đối với đun sôi rượu chỉ được ứng dụng trong phạm vi sôi sủi bọt khi trị số q bé hơn q_{th}. Phải kiểm tra lại xem trị số q có lớn hơn q_{th} không [xem công thức (3.72)] Nhiệt tải tới hạn đối với rượu êtylic:

$$q_{th} = 1,7 \,.\, 10^4 \frac{\lambda_f^{0,5}(\rho_f - \rho_h)^{0,542}(\rho_h r T_s)^{0,333}}{\rho_f^{0,417} c^{0,167}} \,.\, \sigma^{0,042} =$$

$$= 1,7 \,.\, 10^4 \frac{0,144^{0,5}(735 - 1,74)^{0,542}(1,74 \,.\, 201 \,.\, 351,5)^{0,33}(17,1 \,.\, 10^{-6})^{0,042}}{735^{0,417} \,.\, 0,77^{0,167}} = 0,581 \,.\, 10^6$$

thấy rằng nhiệt tải tới hạn lớn hơn so với trị số tính được trong ví dụ.

• Hệ số truyền nhiệt có thể tìm theo hai phương pháp:

1) Từ phương trình $q = K(t_{ngưng} - t_{sôi})$

$$K = \frac{58750}{132,9 - 78,5} = 1080 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2\text{h°C}}$$

2) Từ phương trình:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{ngưng}} + \sum r_w + \frac{1}{\alpha_{sôi}}} = \frac{1}{\frac{1}{11800} + 0,000475 + \frac{1}{2730}} = 1080 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2\text{h°C}}$$

Thí dụ 20: Tìm diện tích bề mặt trao đổi nhiệt, để làm nguội một lượng 3 tấn/h dầu từ 100° xuống 25° bằng dầu lạnh (dầu lạnh này được đun nóng từ 20 đến 40°). Biết rằng hệ số truyền nhiệt biến thiên theo nhiệt độ, cho như sau:

T°C...	100	80	60	40	30	25
$K \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2\text{h°C}}$	305	302	295	265	200	143

Nhiệt dung riêng của dầu 0,4 kcal/kg°C (trung bình)

Giải:

Theo điều kiện của bài ví dụ, hệ số truyền nhiệt thay đổi nhiều trong quá trình trao đổi nhiệt, do đó ta dùng phương trình truyền nhiệt theo dạng vi phân (3-20).

Tích phân $\int_{T_1}^{T_2} \frac{dT}{K(T - t)}$ giải bằng đồ thị (T - nhiệt độ của chất lỏng nóng; t - nhiệt độ của chất lỏng nguội)[1]

Sơ đồ tìm những dữ kiện cần thiết để vẽ đồ thị với trục tung là $\frac{1}{K(T - t)}$ và trục hoành là nhiệt độ của chất lỏng nóng T.

Đối với bài này, ta cho T những trị số khác nhau và tìm được nhiệt độ t của chất lỏng nguội từ phương trình cân bằng nhiệt lượng:

$$G_n c_n (T_1 - T) = G_1 c_1 (t_2 - t)$$

Thay những trị số nhiệt độ của chất lỏng nóng và chất lỏng nguội vào phương trình này, ta tìm được tỉ số ban đầu:

$$\frac{G_n c_n}{G_1 c_1} = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_2} = \frac{40 - 20}{100 - 25} = 0{,}267$$

Do đó: $t = t_2 - \frac{G_n C_n}{G_c c_1}(T_1 - T) = 40 - 0{,}267(100 - T)$

Ta cho trị số T, theo phương trình này ta tìm được nhiệt độ tương ứng của đầu nguội t. Ví dụ: khi T = 80°

$$t = 40 - 0{,}267(100 - 80) = 34{,}7°C$$

$$\frac{1}{K(T - t)} = \frac{1}{302(80 - 34{,}7)} = 0{,}73 . 10^{-4}$$

Cũng tương tự như thế ta tìm tung độ đối với các nhiệt độ 60, 40, và 25. Kết quả thu được cho ở trong bảng 3-7.

Bảng 3-7

T,°C	t,°C	T − t,°C	K, $\frac{kcal}{m^2.h.°C}$	$\frac{1}{K(T - t)}$
100	40,0	60,0	305	$0{,}55 \times 10^{-4}$
80	34,7	45,3	302	$0{,}73 \times 10^{-4}$
60	29,3	30,7	295	$1{,}10 \times 10^{-4}$
40	24,0	16,0	265	$2{,}66 \times 10^{-4}$
30	21,3	8,7	200	$5{,}75 \times 10^{-4}$
25	20,0	5,01	431	$4{,}00 \times 10^{-4}$

(1) Tích số Gc không đổi dọc theo bề mặt trao đổi nhiệt.

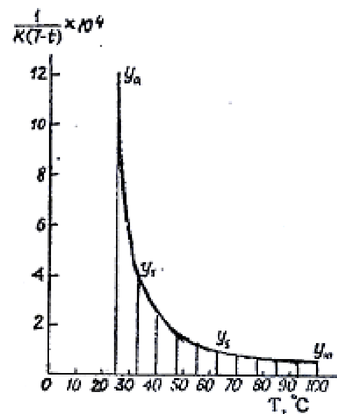
Theo những số liệu trong bảng ta vẽ đồ thị (hình 3-18).

Ta lấy tỷ lệ đối với trục hoành 1° = 2 mm, đối với trục tung: 1.10^{-4} $m^2h/kcal$ = 20 mm, nghĩa là đơn vị dưới dấu tích phân là đại lượng ($1°.1.10^{-4}$ m^2 h/kcal) sẽ bằng 2×20 = 40 mm^2.

Tính diện tích giới hạn bởi đường cong với hai trục tung và trục hoành. Diện tích này bằng 5650 mm^2, do đó khi dùng tỷ lệ:

$$\int_{T_2}^{T_1} \frac{dT}{K(T-t)} = \frac{5650}{40} . 1 . 10^{-4}$$

$$= 141 . 10^{-4} \frac{m^2h°C}{kcal}$$



Hình 3.18 (cho thí dụ 20)

Bề mặt trao đổi nhiệt cần thiết:

$$F = Gc\int_{T_2}^{T_1} \frac{dT}{K(T-t)} = 3000 . 0{,}4 . 141 . 10^{-4} = 16{,}9\,m^2$$

Ghi chú: Có thể dùng phương pháp tích phân bằng số kiểu Simpson.

Thí dụ 21: Dùng nước để làm lạnh 1400 kg tôluen có nhiệt độ đầu 105° được chứa đựng trong thùng có ống xoắn. Bề mặt ống xoắn: 3,2 m^2. Nước chảy trong ống xoắn có nhiệt độ đầu 13°. Hỏi thời gian cần thiết để làm lạnh tôluen đến 25° là bao nhiêu, nếu lấy hệ số truyền nhiệt bằng 220 kcal/m^2h°C và lượng nước tiêu hao là bao nhiêu?

Giải:

Đây là trường hợp làm nguội bằng buồng đốt trong loại 2, ta dùng công thức (3-83) để tính thời gian cần thiết làm nguội là:

$$\tau = \frac{G_aC_a}{G_{C_b}\left[1-\exp\left(-\frac{kF}{G_bC_b}\right)\right]} Ln\frac{T'_a - t'_b}{T''_a - t'_b}$$

Với:

$C_a = 0{,}425 \frac{kcal}{kg.°C}$ - nhiệt dung riêng trung bình của tôluen ở $\frac{105+25}{2} = 65°C$

$C_b = 1{,}0 \frac{kcal}{kg.°C}$ - nhiệt dung riêng trung bình của nước trong khoảng từ 13°C đến 50°C.

$$\tau = \frac{1400 \,.\, 0{,}425}{G_b\left[1 - \exp\left(-\dfrac{220 \,.\, 3{,}2}{G_b}\right)\right]} Ln\frac{105 - 13}{25 - 13} =$$

$$= \frac{595 \,.\, 2{,}037}{G_b\left[1 - \exp\left(-\dfrac{704}{G_b}\right)\right]} = \frac{1212}{G_b\left[1 - \exp\left(-\dfrac{704}{G_b}\right)\right]}, \text{ h}$$

Như vậy thời gian τ phụ thuộc vào lưu lượng G_b của nước làm lạnh,

Ta lập được bảng tương quan $\tau = f(G_b)$ như sau:

Thứ tự	G_b, kg/h	τ, h	Thứ tự	G_b (kg/h)	τ, h
1	1000	2,40	3	3000	1,93
2	2000	2,04	4	6000	1,82

Nhận xét:

- Khi ta tăng lưu lượng nước (G_b) thì thời gian làm nguội có giảm xuống.
- Tuy nhiên tỉ lệ giảm thời gian ít hơn nhiều so với sự tăng lưu lượng: so sánh trường hợp 4 và 1, lưu lượng tăng 6 lần nhưng thời gian chỉ rút $\dfrac{2{,}40 - 1{,}82}{2{,}40} = 100 = 24\%$.
- Lượng nước tiêu hao tổng cộng cho quá trình là bằng tích số $G_b \,.\, \tau$. Lưu lượng G_b càng lớn thì càng tốn nước.

Trường hợp 1: $G_b \,.\, \tau = 1000 \,.\, 2{,}4 = 2400$ kg

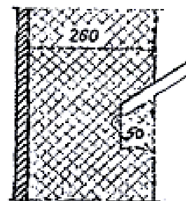
Trường hợp 4: $6000 \,.\, 1{,}82 = 10920$ kg (gấp 4,55 lần)

NHỮNG BÀI TẬP KIỂM TRA

1. Hỏi nhiệt trở của tường ống xoắn bằng thép, đường kính $38 \times 2{,}5$ mm tăng lên bao nhiêu lần, nếu bọc nó bởi một lớp men dày 0,5 mm?
2. Một ống dẫn hơi dài 40 m, đường kính $51 \times 2{,}5$ mm, được bọc bằng một lớp cách nhiệt dày 30 mm, nhiệt độ bề mặt ngoài lớp cách nhiệt $t_2 = 45°$, bề mặt trong $t_1 = 175°$. Xác định lượng nhiệt tổn thất trong 1 h của ống dẫn hơi. Hệ số dẫn nhiệt của lớp cách nhiệt $\lambda = 0{,}1 \dfrac{\text{kcal}}{\text{m h°C}}$
3. Một ống thép có đường kính 60×3 mm được bọc một lớp cách nhiệt bằng bông thủy tinh dầy 30 mm, và ở phía trên có một lớp Sovelite (85% Mg + 15% amiăng) dầy 40 mm. Nhiệt độ mặt trong của thành lớp cách nhiệt là $-10°C$. Tính độ lạnh tổn thất trong 1 h của 1 m chiều dài ống?
4. Độ lạnh tổn thất sẽ thay đổi như thế nào trong điều kiện của bài tập trên, nếu như

lớp bên trong làm bằng Sovelite (δ = 40 mm), còn bên ngoài là lớp bọc bằng amiăng δ = 30 mm).

5. Tìm nhiệt độ bề mặt trong của lớp vỏ nồi hấp bằng inox, dày 10 mm (hình 3.19) nếu như nhiệt độ mặt lớp bọc ngoài của nồi 35°. Chiều dày lớp bọc cách nhiệt 260 mm. Nhiệt kế cắm sâu vào 50 mm kể từ bề mặt ngoài và nhiệt kế chỉ 70°. Hệ số dẫn nhiệt của lớp bọc cách nhiệt 0,5 kcal/mh°C, của inox là 35 $\frac{kcal}{mh . °C}$?



Hình 3-19 (cho bài tập kiểmtra 5)

6. Tính hệ số dẫn nhiệt đối với:

a) Clorofooc ở 20°?

b) Khí SO_2 ở t = 160° và p = 1 ata?

c) Dung dịch clorua canxi 30%, có nhiệt dung là 0,65 $\frac{kcal}{kg°C}$

7. Hỏi 2 tấn dung dịch clorua canxi được đun nóng lên đến nhiệt độ nào nếu như sau 2 h 30 phút, lượng hơi nước bão hòa (p = 2 at) tiêu hao là 200 kg, còn tổn thất nhiệt của thiết bị ra môi trường xung quanh trung bình là 1750 kcal/h? Nhiệt độ ban đầu của dung dịch 10°. Nhiệt dung của dung dịch 0,6 kcal/kg°C

8. Xác định lượng nhiệt truyền đi và lưu lượng nước lạnh tối thiểu theo lý thuyết ở trong thiết bị ngưng tụ ngược chiều, trong đó làm ngưng tụ 850 kg/h hơi sulfua cacbon ở áp suất thường. Hơi sulfua cacbon đi vào thiết bị có nhiệt độ 90°. Sulfua cacsbon lỏng từ thiết bị ngưng tụ chảy ra có nhiệt độ thấp hơn nhiệt độ ngưng tụ là 8°. Nhiệt độ nước đi vào thiết bị 17°. Nhiệt dung riêng của hơi sulfua cacbon là 0,16 kcal/kg°C. Hiệu số nhiệt độ tối thiểu cho phép giữa sulfua cacbon nước ở trong thiết bị ngưng tụ là 6°.

9. Trong thiết bị ngưng tụ ngược chiều, người ta cho vào 120 kg/h khí cacbônic đã được nén đến 70 ata ở nhiệt độ 80°. Cacbônic lỏng ở thiết bị chảy ra cũng có áp suất đó ở nhiệt độ ngưng tụ. Hiệu số nhiệt độ tối thiểu cho phép giữa cacbônic lỏng và nước ở trong thiết bị có nhiệt độ 13°.

10. Cần làm lạnh 1930 kh/h rượu êtylic từ 90 đến 50° trong thiết bị trao đổi nhiệt vỏ ống ngược chiều có bề mặt $6m^2$. Dùng nước để làm lạnh, có nhiệt độ ban đầu 18°C. Hệ số truyền nhiệt trong thiết bị trao đổi nhiệt 200 kcal/m^2h°C. Hỏi cần phải cho vào thiết bị trao đổi nhiệt bao nhiêu m^3 nước trong 1 h?

11. Dung dịch đặc nóng từ thiết bị cô đặc chảy ra có nhiệt độ 106° được đưa vào 1 thiết bị truyền nhiệt vỏ - ống 1-1 để đun nóng dung dịch loãng đến 50° trước khi vào thiết bị cô đặc. Nhiệt độ dung dịch loãng lạnh trước khi vào thiết bị cô đặc là 15°. Dung dịch đặc được làm nguội đến 60°. Xác định hiệu số nhiệt độ trung bình giữa 2 lưu chất đối với trường hợp xuôi chiều và ngược chiều?

12. Trong kho thiết bị, có một thiết bị trao đổi nhiệt vỏ - ống gồm có 19 ống đồng thau

đường kính 18 × 2 mm, dài 1,2 m. Hỏi thiết bị đó có đủ bề mặt trao đổi nhiệt để làm ngưng tụ 350 kg/h hơi rượu êtylic, lấy hệ số truyền nhiệt bằng 600 kcal/m^2h°C. Nhiệt độ ban đầu và ban cuối của nước là 15° và 35°. Ngưng tụ rượu tiến hành dưới áp suất thường. Rượu lỏng chảy ra ở nhiệt độ ngưng tụ?

13. Một thiết bị trao đổi nhiệt vỏ - ống đặt trước thiết bị chuyển hóa trong nhà máy sản xuất axit sulfuric có bề mặt trao đổi nhiệt là 360m^2. Khí được làm sạch từ lò đốt quặng đi vào khoảng không gian giữa các ống của thiết bị trao đổi nhiệt có nhiệt độ 300°, khi đi ra khỏi thiết bị trao đổi nhiệt có nhiệt độ 430°. Khí nóng từ thiết bị tiếp xúc đi vào trong các ống của thiết bị trao đổi nhiệt có nhiệt độ đầu 560°. Lưu lượng khí 10 tấn/h, nhiệt dung riêng khí lấy trung bình 0,25 kcal/kg°C. Lượng nhiệt tổn thất qua vỏ thiết bị trao đổi nhiệt bằng 10% lượng nhiệt thu được do khí nóng tỏa ra. Xác định hệ số truyền nhiệt trong thiết bị trao đổi nhiệt?

14. Xác định hệ số truyền nhiệt trong thiết bị trao đổi nhiệt ống xoắn theo các dữ kiện sau: bề mặt trao đổi nhiệt 48m^2, trong thùng chứa có 85,5 tấn nước cần đun nóng từ 77° đến 95 °, đun nóng bằng hơi nước bão hòa dưới áp suất dư là 0,23 at. Thời gian đun là 3 h.

15. Một cái tháp để tinh luyện không khí lỏng, được bọc một lớp cách nhiệt bằng bông xỉ dày 250 mm. Nhiệt độ của chất lỏng trong tháp (– 190°), nhiệt độ của không khí xung quanh ở trong phòng 20°. Hỏi lượng nhiệt từ không khí xung quanh truyền vào tháp qua 1m^2 bề mặt là bao nhiêu, nếu ta bỏ qua nhiệt trở cấp nhiệt từ phía chất lỏng và không khí.

16. Hệ số truyền nhiệt sẽ thay đổi như thế nào, nếu như ta thay ống thép đường kính 38 × 2,5 mm bằng ống đồng cũng có kích thước như vậy:

a) Trong thiết bị sưởi bằng hơi đối với không khí, trong đó:

$$\alpha_{\text{không khí}} = 35\ \text{kcal}/\text{m}^2\text{h}^\circ\text{C}$$

$$\alpha_{\text{hơi}} = 1000\ \text{kcal}/\text{m}^2\text{h}^\circ\text{C}$$

b) Trong thiết bị cô đặc, trong đó:

$$\alpha_{\text{dung dịch sôi}} = 2000\ \text{kcal}/\text{m}^2\text{h}^\circ\text{C}$$

$$\alpha_{\text{hơi đốt}} = 10000\ \text{kcal}/\text{m}^2\text{h}^\circ\text{C}$$

Không tính đến lớp cáu ở bề mặt?

17. Trị số của hệ số truyền nhiệt sẽ thay đổi như thế nào trong thiết bị trao đổi nhiệt xếp đầy ống thép dầy 3 mm, nếu trên bề mặt ống phủ 1 lớp nước dầy 2 mm.

a) Trong thiết bị làm lạnh khí bằng nước:

$$\alpha_{\text{khí}} = 50\ \text{kcal}/\text{h}^\circ\text{C}$$

$$\alpha_{\text{nước}} = 500\ \text{kcal}/\text{h}^\circ\text{C}$$

b) Trong thiết bị cô đặc:

$$\alpha_{\text{dung dịch sôi}} = 2400\ \text{kcal}/\text{m}^2\text{h}^\circ\text{C}$$

$\alpha_{hơi\ đốt} = 10000\ kcal/m^2h°C$

18. Hỏi đại lượng hệ số truyền nhiệt cực đại trong thiết bị ngưng tụ NH_3 gồm những ống thép đường kính 32 × 2,5 mm là bao nhiêu, nếu như bỏ qua nhiệt trở của màng amoniac và nước, và nếu trên bề mặt ống có lớp rỉ, bọt và màng dầu? Nhiệt trở lớp cáu - xem phụ lục.

19. Hỏi nhiệt tải riêng lớn nhất của thiết bị bốc hơi tôluen đạt được là bao nhiêu, nếu như ống thép của thiết bị bốc hơi dày 3 mm kể cả 2 lớp rỉ và cáu, và nếu như chỉ tính nhiệt trở của thành ống thép và lớp rỉ. Thiết bị bốc hơi được đun nóng bằng hơi bão hòa (p = 2 at). Tôluen sôi dưới áp suất thường.

20. Xác định chiều dài cần thiết của thiết bị trao đổi nhiệt ngược chiều "ống trong ống" để làm lạnh $0,85m^3/h$ sulfua cacbon từ nhiệt độ sôi dưới áp suất thường đến 22°. Nước làm lạnh được đun nóng từ 14° đến 25°. $\alpha_{sunfuacacbon} = 230kcal/m^2h°C$, $\alpha_{nước} = 620kcal/m^2h°C$. Đường kính trong của ống thép của thiết bị trao đổi nhiệt 75 mm; dày 2,5 mm. Tính cả rỉ ở 2 phía. Đồng thời xác định cả lưu lượng nước?

21. Tính trị số của chuẩn số Prandtl ở áp suất thường:

a) Đối với ammoniac ở 20°

b) Đối với khí cacbônic ở 0° và 200°

22. Xác định hệ số cấp nhiệt của anilin chảy vào thiết bị trao đổi nhiệt vỏ - ống nằm ngang, đường kính ống 24 × 2,5 với tốc độ 0,2 m/s. Nhiệt độ trung bình của anilin 40°. Nhiệt độ trung bình của thành ống 28°.

23. Mêtan dưới áp suất 5 at chảy vào khoảng giữa các ống đặt song song của thiết bị trao đổi nhiệt kiểu vỏ - ống 1-1, với tốc độ 4,6 m/s. Nhiệt độ metan đi vào thiết bị trao đổi nhiệt 120°, đi ra 30°. Thiết bị trao đổi nhiệt gồm có 37 ống thép đường kính 18 × 2 mm. Đường kính trong của thiết bị 190 mm. Xác định hệ số cấp nhiệt? (Nước đi phía trong các ống và có nhiệt độ ban đầu là 15°C).

24. Xác định hệ số cấp nhiệt của axit suyn-phua-ric 98% chảy qua khoảng không gian của thiết bị trao đổi nhiệt "ống trong ống" với tốc độ 0,7 m/s. Nhiệt độ trung bình của axit 70°. Nhiệt độ trung bình của thành ống 60°. Đường kính ống ngoài của thiết bị trao đổi nhiệt 54 × 4,5 mm, đường kính ống trong 26 × 3 mm?

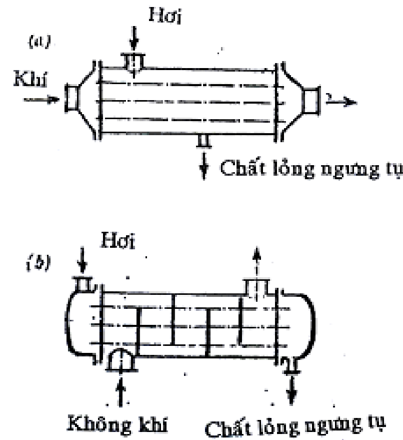
25. Có 3700 kg/h rượu mêtylic được đun nóng từ 10° đến 50° chảy vào các ống của thiết bị trao đổi nhiệt vỏ ống 1-1 có đường kính ống 16 × 2 mm. Số ống là 19. Xác định hệ số cấp nhiệt nếu như lấy nhiệt độ của thành tường là 60°?

26. Không khí dưới áp suất thường được đun nóng từ 0° đến 120° trong thiết bị đun nóng bằng hơi nước bão hòa ở áp suất 5 ata, xếp đầy ống có đường kính 26 × 3 mm. So sánh hệ số truyền nhiệt đối với hai trường hợp sau:

1) Không khí đi trong ống $\left(\frac{L}{d} > 50\right)$ còn hơi nước ngưng tụ ở khoảng giữa các ống (hình 3-20a)

2) Không khí đi vào khoảng giữa các ống có gắn các tấm chắn ngang, còn hơi được ngưng tụ ở trong ống (hình 3-20b)

Trong cả 2 trường hợp ta lấy: tốc độ không khí 10m/s; $\alpha_{hơi\ đốt} = 100\ kcal/m^2h°C$, ống được phân bố ở đỉnh tam giác đều, bước ống 35 mm?



Hình 3-20 (cho bài tập kiểm tra 26)

27. Xác định hệ số cấp nhiệt của êtylen, nó được làm lạnh dưới áp lực 2 ata từ 80° đến 30°, trong khoảng giữa các ống của thiết bị trao đổi nhiệt kiểu vỏ ống 1-1 có tấm chắn ngang. Đường kính ống 32 × 3 mm, ống được phân bố ở đỉnh tam giác đều có cạnh là 45 mm. Tốc độ êtylen (trong tiết diện hẹp của chùm ống) 7,5 m/s^2.

28. Trong một thiết bị trao đổi nhiệt có 2 dòng lưu chất chảy rối (Re > 10000) trao đổi nhiệt với nhau, dòng thứ nhất có $\alpha_1 = 200\ kcal/m^2h°C$, còn dòng thứ hai có $\alpha_2 = 350\ kcal/m^2h°C$. Hỏi hệ số truyền nhiệt sẽ tăng lên bao nhiêu lần, nếu tốc độ của dòng thứ nhất tăng lên 2 lần, còn tốc độ của dòng thứ hai tăng lên 3 lần (ở điều kiện khác đều như nhau)? Bỏ qua nhiệt trở của tường.

29. Xác định hệ số truyền nhiệt ở trong thiết bị sưởi gồm những ống có gân, có d = 57 mm, D = 120 mm, t = 13 mm (xem hình 3-4). Không khí khí quyển được đun nóng ở trong phòng sôi từ 10° đến 80° bằng hơi nước bão hòa và hơi ngưng tụ bên trong ống. Tốc độ không khí ở trong tiết diện tự do bé nhất là 8 m/s. Ống xếp thẳng hàng.

30. Một thiết bị trao đổi nhiệt kiểu vỏ - ống thẳng đứng gồm có 91 ống đường kính 57 × 3 mm, cao 4 m. Bề mặt trong của ống có một màng nước chảy với lưu lượng $52\ m^3/h$ và nước được đun nóng từ 18° đến 25°, nhiệt độ trung bình bề mặt trong của ống 26°. Xác định hệ số cấp nhiệt của nước?

31. Dọc theo tường thẳng đứng của một thiết bị làm lạnh, có một màng axit - sulfua - ric 60% chảy với lưu lượng là 2,1 lít/s trên 1 m chiều rộng của tường. Chiều cao thiết bị làm lạnh 5 m. Nhiệt độ trung bình của bề mặt tường 24°, nhiệt độ trung bình của axit 50°. Tính hệ số cấp nhiệt của axit, nếu hệ số dẫn nhiệt của nó là 0,37 kcal/mh°C.

32. Tô-lu-en được làm lạnh từ 90° đến 35° ở điều kiện chảy tự do trên mặt ngoài của ống. Đường kính ngoài của ống làm lạnh 76 mm. Xác định hệ số cấp nhiệt, nếu như nhiệt độ bề mặt ngoài của ống ta lấy bằng 26°?

33. Tính hệ số cấp nhiệt của dung dịch clorua canxi 30% sôi ở áp suất thường, trong thể tích lớn. Hiệu số nhiệt độ của bề mặt đun nóng và dung dịch sôi là 9°?

34. Xác định hệ số cấp nhiệt của hơi rượu êtylic bão hòa được ngưng tụ ở áp suất thường trong 2 trường hợp:

a) Sự ngưng tụ xảy ra trên bề mặt ngoài của ống nằm ngang đường kính 50 × 3 mm.

b) Rượu được ngưng tụ trên bề mặt trong của ống thẳng đứng cao 1,5 m. Nhiệt độ bề mặt của tường trong cả 2 trường hợp là 48°C?

35. Xác định hệ số truyền nhiệt của hơi têtracloruacacbon bão hòa trong thiết bị ngưng loại vỏ-ống thẳng đứng gồm những ống thép có đường kính 26 × 3 mm, cao 1 Têtraclorua cacbon được ngưng tụ dưới áp suất thường ở trong khoảng giữa các ố Nước làm lạnh chảy trong ống ở điều kiện chảy tự do, nhiệt độ trung bình của 22°. Nhiệt trở của tường và lớp cáu của nó lấy bằng $\sum r_w = 0{,}000875 m^2h.°C/kcal$.

36. Một thiết bị trao đổi nhiệt kiểu vỏ ống, gồm có 19 ống đường kính 16 × 3 mm. Nư chảy trong ống với tốc độ 0,7 m/s và nó được đun nóng từ 12° đến 80°. Xác định h số cấp nhiệt đối với nước, nếu như nhiệt độ của bề mặt tường tiếp xúc với nước 90°.

37. Có 1,5 tấn/h tô-lu-en chảy trong ống xoắn và được làm lạnh từ 90 đến 30°. Sự làm lạnh (ngược chiều) bằng nước và nước được đun nóng từ 15° đến 40°. Ống xoắn làm bằng thép có đường kính 57 × 3,5 mm. $\alpha_{nước} = 500 kcal/m^2h°C$. Đường kính vòng xoắ 0,4 m. Xác định chiều dài ống xoắn cần thiết và lưu lượng nước. Nhiệt trở của tường và lớp cáu của nó lấy bằng 0,008 $m^2h°C/kcal$.

38. Trong một thiết bị vỏ ống để sưởi không khí bằng hơi nước người ta đun nóng 520 m^3/h không khí ở áp suất thường từ 2° đến 90°. Thiết bị sưởi xếp 151 ống bằng thép đường kính 38 × 3 mm, bước ống t = 60 mm. Không khí đi trong ống, còn hơi nước đi vào khoảng giữa các ống. Áp suất hơi nước 2 at. Xác định chiều dài cần thiết củ ống và lượng nước nếu như độ ẩm của nó là 6%. Độ ẩm ban đầu của không khí l 85%, ban cuối là 75%.

39. *Hỏi đại lượng hệ số truyền nhiệt của thiết bị trao đổi nhiệt sẽ là bao nhiêu, theo cá điều kiện sau:*

a) Không khí ở áp suất thường được hút vào các ống bằng quạt và được đun nóng bằng hơi nước ngưng tụ trong khoảng giữa các ống trong điều kiện *chuyển động tự do*.

b) Không khí ở áp suất thường đi vào khoảng giữa các ống có tấm chắn ngang, đượ đun nóng bằng khí lò đi trong ống; tốc độ của hai thứ khí là 8m/s.

c) Dung dịch loãng (đứng yên) được đun nóng trong thùng có ống xoắn bằng hơi nóng

40. Hãy tính nhiệt trở của lớp cáu ở tường trong bài tập kiểm tra 29 và 38.

41. Người ta cho một lượng G, kg/h chất lỏng chảy vào khoảng trống giữa các ống củ thiết bị trao đổi nhiệt kiểu vỏ ống, độ nhớt của chất lỏng ở nhiệt độ trung bình củ nó là μ, cp. Để cho hệ số cấp nhiệt đạt được cao, thì chuẩn số Re phải không được bé hơn 10000. Tìm công thức tính số ống cực đại (ống có đường kính trong là d, mm bề dày ở mm, bước ống t mm) ở trong thiết bị trao đổi nhiệt loại vỏ ống 1-1?

42. Cần làm bay hơi 1600 kg/h chất lỏng, sôi ở t° = 137° và chảy vào trong thiết bị bốc hơi ở nhiệt độ này. Nhiệt hóa hơi của chất lỏng r = 90 kcal kg. Hơi đốt là hơi nước.

Xác định lượng hơi đốt tiêu hao nếu hơi nước là hơi:

a) Bão hòa khô, p = 4 at

b) Quá nhiệt đến 250°, p = 4 at

c) Quá nhiệt đến 250°, p = 3 at

Biểu diễn quá trình biến thiên trạng thái của hơi đốt trên đồ thị T-S.

43. Trong 1 máy sấy, dọc theo bức tường phẳng dài 6m, người ta cho không khí nóng áp suất thường đi vào với tốc độ 2,5 m/s, có nhiệt độ trung bình 85°. Tường thép của máy sấy dày 5 mm, bên ngoài bọc lớp cách nhiệt dày 30 mm. Hệ số dẫn nhiệt của lớp cách nhiệt là 0,08 kcal/mh°C. Nhiệt độ của không khí trong phòng 18°. Xác định lượng nhiệt tổn thất trong 1 h qua $1m^2$ bề mặt của tường máy sấy bằng đối lưu và bức xạ, cũng như hệ số truyền nhiệt qua tường?

44. Trên thành thẳng đứng của thiết bị cô đặc được bọc một lớp cách nhiệt dày 45 mm (λ = 0,1 kcal / mh°C). Nhiệt độ sôi của dung dịch 120°, nhiệt độ không khí trong phòng 20°. Xác định nhiệt tổn thất bằng bức xạ và đối lưu qua $1m^2$ trong 1 h, ta lấy nhiệt độ bề mặt tường tiếp xúc với dung dịch sôi, bằng nhiệt độ sôi của dung dịch.

45. Người ta cho hơi nước bão hòa dưới áp suất 4 ata đi vào ống dẫn hơi nằm ngang đường kính 51 × 2,5 mm, dài 50 m. Xác định lượng nước ngưng tụ tạo thành trong 1 ngày đêm, trong ống dẫn không bọc lớp cách nhiệt. Nhiệt độ không khí trong xưởng 15°C?

46. Hỏi lượng nhiệt tổn thất sẽ giảm đi bao nhiêu phần trăm nếu ống dẫn hơi của bài tập trên được bọc một lớp chất cách nhiệt dày 40 mm, độ dẫn nhiệt của vật liệu cách nhiệt là 0,08 kcal/h°C.

47. Một thiết bị có 1 lớp gạch sa-mốt ngăn cách dày 125 mm (lambda = 0,5 kcal / mh°C), kế đó là lớp amiăng ngăn cách (λ = 0,1 kcal / mh°C). Nhiệt độ của bề mặt ngoài thiết bị 500°. Tìm chiều dày cần thiết của lớp amiăng ngăn cách để cho nhiệt độ mặt ngoài của nó không quá 50°, khi nhiệt độ của không khí trong xưởng 25° (xét cho trường hợp thành thiết bị dạng phẳng và dạng ống).

NHỮNG VÍ DỤ TÍNH TOÁN VỀ THIẾT BỊ TRAO ĐỔI NHIỆT

Ví dụ I: Tính lượng phụ tải nhiệt riêng q_F truyền đi trong thiết bị trao đổi nhiệt vỏ-ống 1-1 để làm lạnh G_o = 5 tấn/h ête-êtylic từ t_d = 30° đến t_c = 5°. Êtylic được làm lạnh bằng nước muối từ hệ thống thiết bị làm lạnh đi vào có nhiệt độ t_s = (− 17)°. Nước muối chứa 20% clorua natri. Theo sơ đồ kỹ thuật thì ête và nước muối được dùng bơm đẩy đi.

Giải:

1- Điều kiện nhiệt độ của quá trình:

- Chọn sơ đồ ngược chiều.
- Chọn nhiệt độ ban cuối của muối t_c = 9°. Hiệu số nhiệt độ trung bình khi ngược chiều:

$$30^\circ \xrightarrow{\text{ête}} 5^\circ$$

$$9^\circ \xleftarrow{\text{muối}} (-17^\circ)$$

$$\Delta t_2 = 21^\circ \qquad \Delta t_1 = 22^\circ$$

Tỷ số $\dfrac{\Delta t_1}{\Delta t_2} = \dfrac{22}{21} = 1,05 < 2$, do đó có thể xác định hiệu số nhiệt độ theo trung bình số học:

$$\Delta t_{tb} = \frac{21 + 22}{2} = 21{,}5°$$

Nhiệt độ trung bình của êtylic:

$$t_o = \frac{30 + 5}{2} = 17{,}5°$$

Nhiệt độ trung bình của nước muối:

$$t_{muối} = \frac{9 + (-17)}{2} = (-4)°$$

2. Nhiệt tải.

• $Q = G_e c_e (t_d - t_c) = 5000 \,.\, 0{,}514(30 - 5) = 64000$ kcal/h

Trong đó: $c_e = 0{,}514$ kcal/ kg°C - nhiệt dung riêng trung bình củaête.

• Lưu lượng nước muối cần thiết:

$$G_{muối} = \frac{Q}{c_{muối}(t'_c - t'_d)} = \frac{64000}{0{,}813[9 - (-17)]} = 3000 \text{ kg/h}$$

Trong đó: $c_{muối} = 0{,}813$ kcal/kg°C - nhiệt dung riêng trung bình của dung dịch clorua natri 20%.

3- Chọn cấu tạo

Nếu như cả hai chất tải nhiệt đều dùng bơm để bơm đi, thì tổn thất áp suất khi đi qua thiết bị trao đổi nhiệt ta không tính được trị số đó là bao nhiêu. Ta cho nước muối chuyển động trong ống với chế độ chảy rối và để sơ bộ tính toán, ta lấy Re ≥ 10.000.

• Từ biểu thức:

$$Re = \frac{\omega \,.\, d}{\nu} \text{ và } \omega = \frac{G_h}{3600 \,.\, 0{,}785 \,.\, d^2 \,.\, n\rho} \text{ tức } Re = \frac{G_h}{3600 \,.\, 0{,}785 \,.\, n \,.\, d \,.\, \mu \,.\, g} \geq 10^4.$$

Xác định khoảng tích số (n.d):

$$nd \leq \frac{G_h}{3600 \,.\, 0{,}785 \,.\, [Re]\mu_{tb} g} = \frac{3000}{3600 \,.\, 0{,}785 \,.\, 10^4 \,.\, \frac{3{,}23}{9810} \,.\, 9{,}81} = 0{,}0328.$$

Trong đó $\mu_{muối} = 3{,}23$ cp - độ nhớt của nước muối.

• Đến đây ta thấy có thể có 2 phương án chọn kết cấu thiết bị như sau:

- Nếu chọn n = 1 thì $d < 0{,}0328^m$

Có thể chọn ống $d32 \times 2^{mm}$ (đường kính trong 0,028 m).

- Nếu chọn n = 2 thì $d < 0{,}016^m$

Có thể chọn ống $d16 \times 2^{mm}$ (đường kính trong 0,012m).

• Đối với trường hợp chọn n = 1 thì ta có loại thiết bị "ống lồng ống". Loại chuẩn

thường dùng ống trong $d38 \times 2^{mm}$, ống ngoài $d76 \times 3^{mm}$. Như vậy ta phải chọn loại chuẩn này. Tuy nhiên như vậy ta sẽ có số $Re < 10^4$.

Ta thử tính tiếp cho trường hợp này (cho nước muối đi trong ống nhỏ, còn ête đi ở không gian giữa 2 ống).

4- Xác định hệ số cấp nhiệt từ ête đến thành ống (ête đi ngoài ống)

Tiết diện sống (thực) của dòng:

$$S = 0,785(D^2 - d^2) = 0,785(0,07^2 - 0,038^2) = 0,00271\,m^2$$

Tốc độ ête:

$$\omega = \frac{G_e}{3600\rho S} = \frac{5000}{3600 \,.\, 716 \,.\, 0,00271} = 0,715\,m/s$$

Trong đó $\rho = 716\,kg/m^3$ - khối lượng riêng của ête-êtylic.

Đường kính tương đương đối với khoảng giữa hai ống:

$$d_{td} = D - d = 0,07 - 0,038 = 0,032\,m$$

Chuẩn số Re đối với ête ở $t_e = 17,5°$ là:

$$Re = \frac{\omega d_{td}\rho}{\mu g} = \frac{0,715 \,.\, 0,032 \,.\, 716}{\left(\dfrac{0,249}{9810}\right) . 9,81} = 65900$$

Trong đó: $\mu = 0,249$ cp - độ nhớt của ête-êtylic ở $17,5°$.

Chuẩn số Pr đối với ête ở $t_e = 17,5°$

$$Pr = \frac{3600c\mu g}{\lambda} = \frac{3600 \,.\, 0,514 \,.\, 0,249 \,.\, 9,81}{0,115 \,.\, 9810} = 4$$

Trong đó $\lambda = 0,115\,kcal/mh°C$ - hệ số dẫn nhiệt của ête êtylic. Chuẩn số Nu tính theo công thức (3.27) cho $\varepsilon_1 = 1$.

$$Nu = 0,021\,Re^{0,8}Pr^{0,43}\left(\frac{Pr}{Pr_w}\right)^{0,25}$$

Từ đó, ta có hệ số cấp nhiệt của ête:

$$\alpha_e = \frac{\lambda}{d_{td}}0,021Re^{0,8}Pr^{0,43}\left(\frac{Pr}{Pr_w}\right)^{0,25} =$$

$$= \frac{0,115}{0,032}0,021 \,.\, 65900^{0,8} \,.\, 4^{0,43} \,.\, \left(\frac{Pr}{Pr_w}\right)^{0,25} = 980\left(\frac{Pr}{Pr_w}\right)^{0,25}$$

5- Xác định hệ số cấp nhiệt từ thành ống đến nước muối:

Tốc độ nước muối:

$$\omega = \frac{G_h}{3600\rho\, 0,785 d^2} = \frac{3000}{3600 \,.\, 1150 \,.\, 0,785 \,.\, 0,034^2} = 0,705\,m/s$$

Trong đó: $\rho = 1150\,kg/m^3$ - khối lượng riêng của dung dịch clorua natri 20%.

• Chuẩn số Re đối với nước muối ở $t_{muối} = (-4)^\circ$:

$$Re = \frac{\omega d\rho}{\mu g} = \frac{0{,}795 \,.\, 0{,}031 \,.\, 9810}{3{,}23 \,.\, 9{,}81} = 9600 < 10^4.$$

Chuẩn số Pr đối với nước muối ở $t_{muối} = (-4)^\circ$:

$$Pr = \frac{3600 c\mu g}{\lambda} = \frac{3600 \,.\, 0{,}813 \,.\, 3{,}23 \,.\, 9{,}81}{0{,}456 \,.\, 9810} = 20{,}7$$

Trong đó: $\lambda = 0{,}456\,kcal/mh^\circ C$ - độ dẫn nhiệt của dung dịch clorua natri 20%.

Tra theo phụ lục khi Re = 9600, ta có:

$$Nu = 31{,}8 Pr^{0,43}\left(\frac{Pr}{Pr_w}\right)^{0,25}$$

Từ đó ta có hệ số cấp nhiệt đối với nước muối:

$$\alpha_{muối} = \frac{\lambda}{d} 31{,}8 Pr^{0,43}\left(\frac{Pr}{Pr_w}\right)^{0,25}$$

6- Nhiệt trở của thành ống và lớp cáu:

$$\sum r_w = r_{cáu_1} + \frac{\delta_w}{\lambda_w} + r_{cáu_2} = \frac{1}{5000} + \frac{0{,}002}{40} + \frac{1}{500} = 0{,}00045 \frac{m^2 h^\circ C}{kcal}$$

Ở đây: δ_w - chiều dày thành ống, bằng 0,002 m;

λ_w - độ dẫn nhiệt của thép, bằng 40 kcal/mh°C;

$r_{cáu_1}$ - nhiệt trở của lớp cáu ở phía ête;

$r_{cáu_2}$ - nhiệt trở của lớp cáu ở phía muối;

Theo phụ lục ta lấy:

$$\frac{1}{r_{cáu_1}} = \frac{1}{5000} \text{ và } \frac{1}{r_{cáu_2}} = \frac{1}{500}$$

7- Xác định nhiệt tải riêng:

Trong những công thức dùng để tính hệ số cấp nhiệt đều có tỷ số $\left(\frac{Pr}{Pr_w}\right)^{0,25}$ tính đến chiều của dòng nhiệt.

Nhưng khi hiệu số nhiệt độ trung bình không lớn lắm thì ảnh hưởng của tỷ số $\left(\frac{Pr}{Pr_w}\right)^{0,25}$ cũng không lớn.

Trong trường hợp đã cho để việc tính toán được đầy đủ và tổng quát hơn ta tính cho

cả một loạt như sau:

a) Xác định hệ số truyền nhiệt không tính đến ảnh hưởng của tỷ số $\frac{Pr}{Pr_w}$

Ta thấy rằng tỷ số $\frac{d_{tr}}{d_{ng}} = \frac{34}{38} = 0,9 > 0,5$. Ta tiến hành tính như đối với tường phẳng [xem công thức (3-11)]

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_e} + \sum r_w + \frac{1}{\alpha_{muối}}} = \frac{1}{\frac{1}{980} + 0,00045 + \frac{1}{1570}} = 475 \frac{kcal}{m^2h^\circ C}$$

Nhiệt tải riêng (không tính $\frac{Pr}{Pr_w}$):

$$q = K\Delta t_{tb} = 475 \,.\, 21,5 = 10200 \frac{kcal}{m^2h}$$

b) Xác định nhiệt tải riêng có tính đến ảnh hưởng của tỷ số $\frac{Pr}{Pr_w}$. Để việc tính toán được thuận tiện, ta lập bảng 3-8. Khi tính lần thứ nhất ta tìm được trị số của nhiệt tải riêng q và đại lượng α_e.

Hiệu số nhiệt độ giữa ête và thành ống, lúc này sẽ bằng:

$$\Delta t_1 = \frac{q}{\alpha_e} = \frac{10200}{980} = 10,4^\circ$$

Do đó, nhiệt độ bề mặt ống tiếp xúc với ête:

$$t_{w1} = t_e - \Delta t_1 = 17,5 - 10,4 = 7,1^\circ$$

Ta tính trị số Pr_w đối với ête ở $t_{w1} = 7,1^\circ$:

$$Pr_w = \frac{3600 c\mu g}{\lambda} = \frac{3600 \,.\, 0,508 \,.\, 0,276 \,.\, 9,81}{0,117 \,.\, 9810} = 4,32$$

Ở đây:

$c = 0,508$ kcal/kg°C - nhiệt dung của ête;

$\mu = 0,508$ cp - độ nhớt của ête;

$\lambda = 0,117$ kcal/mh°C - độ dẫn nhiệt của ête;

Đối với ête:

$$\left(\frac{Pr}{Pr_w}\right)^{0,25} = \left(\frac{4}{4,32}\right)^{0,25} = 0,926^{0,25} = 0,98$$

Tiếp tục tính toán, được số liệu trong bảng 3-8

Đối với nước muối khi $t_{w2} = 2,6^\circ$:

$$Pr_w = \frac{3600c\mu g}{\lambda} = = \frac{3600 \,.\, 0{,}815 \,.\, 2{,}43 \,.\, 10^{-4} \,.\, 9{,}81}{0{,}476} = 14{,}7$$

Ở đây: $c = 0{,}815$ kcal/kg°C - nhiệt dung của dung dịch clorua natri 20%;

$\mu = 2{,}43 \,.\, 10^{-4}$ kg.s / m^2 - độ nhớt của nước muối;

$\lambda = 0{,}476$ kcal / mh°C - độ dẫn nhiệt của nước muối;

Bảng 3-8

Số lần tính	Ête chảy rối						Nhiệt trở của thành và lớp cáu		Nước muối chảy rối					
Thông số	t_e	t_{w1}	Δt_1	$\left(\frac{Pr}{Pr_w}\right)^{0,25}$	α_e	q_e	$\sum r_i$	Δt_a	t_{w2}	$t_{muối}$	Δt_2	$\left(\frac{Pr}{Pr_w}\right)^{0,25}$	$\alpha_{muối}$	q_{tb}
1	17,5	7,1	10,4	0,98	960	10000	0,00045	4,5	2,6	-4	6,6	1,09	1710	11300
2	17,5	6,8	10,7	0,98	960	10300	0,00045	4,6	2,2	-4	6,2	1,09	1710	10600

Đối với nước muối:

$$\left(\frac{Pr}{Pr_w}\right)^{0,25} = \left(\frac{20{,}7}{14{,}7}\right)^{0,25} = 1{,}41^{0,25} = 1{,}09$$

Bởi vì trong lần tính thứ nhất (bảng 3-8) giữa trị số q° và q^{p} cách xa nhau, ta tiến hành tính lần thứ hai, xác định được:

$$q_{tb} = \frac{10300 + 10600}{2} = 10450 \frac{kcal}{m^2h}$$

So sánh nhiệt tải riêng của 2 trường hợp có tính và không tính đến tỷ số $\frac{Pr}{Pr_w}$ ta có thể kết luận rằng, trong điều kiện ví dụ của chúng ta sai số khi tính q mà không tính đến tỷ số này là:

$$\frac{10450 - 10200}{10450} \,.\, 100 = 2{,}5\%$$

Sai số tìm được này nằm trong giới hạn tính toán kỹ thuật thông thường.

8. Bề mặt trao đổi nhiệt cần thiết:

$$F = \frac{Q}{q_{tb}} = \frac{64000}{10450} = 6{,}13m^2$$

Ta lấy an toàn lên $F = 7{,}4m^2$ (dự trữ 20%). Tổng số chiều dài ống có đường kính 38×2mm.

$$L = \frac{7{,}4}{\pi \,.\, 0{,}03} \approx 69^m$$

Thiết bị làm lạnh "ống trong ống" gồm có 14 dãy, mỗi dãy dài 5 m.

Ví dụ II: Tính thiết bị trao đổi nhiệt loại vỏ ống 1-1 để làm lạnh $350m^3/h$ khí nhiệt phân từ 30 đến 0°.

Thành phần khí nhiệt phân:

	m^3/h	% thể tích
H_2	81,5	23,3
CH_4	150,4	42,9
C_2H_4	89,1	25,5
C_3H_6	29,0	8,3
Cộng:	350,0	100,0

Áp suất của khí nhiệt phân 6 ata. Chất làm lạnh cũng là khí đó ở áp suất đó, nhưng có nhiệt độ biến thiên từ (– 30)°C đến (+ 20)°C

Giải:

1. Điều kiện nhiệt độ của quá trình:

Sơ đồ nhiệt độ đối với trường hợp ngược chiều:

30° → 0°

20° ← – 30°

$\Delta t_2 = 10°$ $\Delta t_1 = 30°$

Hiệu số nhiệt độ trung bình:

$$\Delta t_{tb} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{Ln\dfrac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{30 - 10}{Ln3} = 18{,}2°$$

Nhiệt độ trung bình của khí nhiệt phân nóng:

$$t_{tb.nóng} = \frac{30 + 0}{2} = +15°$$

Nhiệt độ trung bình của khí nhiệt phân lạnh:

$$t_{tb.lạnh} = 15 - 18{,}2 = (-3{,}2)°$$

2. Nhiệt tải riêng:

Tính lượng nhiệt thoát ra khi làm lạnh khí nhiệt phân từ 30° đến 0°C theo từng cấu tử. Khối lượng riêng của khí trong điều kiện tiêu chuẩn (ở 0°C và 760 mmHg), lấy theo bảng 4, có:

H_2 . . . . . . 0,0898 kg/m^3

CH_4 0,717

C_2H_4 1,26

C_3H_6 1,91

• Lưu lượng khí là G:

H_2:	81,5 . 0,00898	= 7,3 kg/h
CH_4:	150,4 . 0,717	= 108, 0 kg/h
C_2H_4:	89 . 1,26	= 112,0 kg/h
C_3H_6:	29,0 . 1,91	= 55,5 kg/h
Tổng cộng:		G_T = 282,8 kg/h

• Làm lạnh hydrô:

$$q_{H_2} = G_{H_2}C_{p.H_2}(t_đ - t_c) = 7{,}3 \,.\, 3{,}4(30 - 0) = 746 kcal/h$$

Trong đó: G_{H_2} - lượng hydrô bằng 7,3 kg/h;

C_{pH_2} - nhiệt dung riêng của hydrô ở 15°, 3,4kcal/kg°C;

$t_đ$ - nhiệt độ ban đầu của hỗn hợp, 30°;

t_c - nhiệt độ ban cuối của hỗn hợp, 0°;

• Làm lạnh mêtan:

$$q_{CH_4} = 108 \,.\, 0{,}527(30 - 0) = 1700 kcal/h$$

Ở đây: 0,527 - nhiệt dung riêng của mêtan ở 15°, kcal/kg°C

• Làm lạnh êtylen:

$$q_{C_2H_4} = 112 \,.\, 0{,}3617 \,(30 - 0) = 1220 kcal/h$$

Ở đây: 0,3617 - nhiệt dung riêng êtylen ở 15°, kcal/kg°C

• Làm lạnh prô-py-len:

$$q_{C_3H_6} = 55{,}5 \,.\, 0{,}361 \,(30 - 0) = 600 kcal/h$$

Ở đây, nhiệt dung của prô-py-len là:

$$c_p = 15{,}5 - (16{,}42 - 15{,}55) \,.\, \frac{10}{25} = 15{,}2 \text{ kcal/kg . phân tử . °C}$$

$$= \frac{15{,}2}{42{,}1} = 0{,}361 kcal/kg°C$$

Tổng số nhiệt lượng truyền đi trong thiết bị trao đổi nhiệt là:

$$Q = q_{H_2} + q_{CH_4} + q_{C_2H_4} + q_{C_3H_6} = 746 + 1700 + 1220 + 600 = 4266 \frac{kcal}{h}$$

3. Xác định các hằng số vật lý của hỗn hợp:

• Khối lượng riêng của hỗn hợp trong điều kiện tiêu chuẩn là:

$$\gamma_{hh} = \frac{282{,}8}{350} = 0{,}808 kg/m^3$$

Khối lượng riêng của hỗn hợp ở t° = 15° và p = 6 ata:

$$Y_{hh} = 0{,}808\frac{6 \,.\, 273}{1 \,.\, 288} = 4{,}6 kg/m^3$$

* Xác định độ nhớt của hỗn hợp:

Không tính đến ảnh hưởng của áp suất, vì không đáng kể (ví dụ, khi biến đổi áp suất từ 1 đến 20 at, thì độ nhớt của không khí chỉ tăng lên là 2%).

Vậy độ nhớt của hỗn hợp là:

$$\mu_{hh} = \frac{m_1 \cdot \mu_1\sqrt{M_1T_{K_1}} + \mu_2 m_2\sqrt{M_2T_{K_2}} + \mu_3 m_3\sqrt{M_3T_{K_3}} + \mu_4 m_4\sqrt{M_4T_4}}{m_1\sqrt{M_1T_{K_1}} + m_2\sqrt{M_2T_{K_2}} + m_3\sqrt{M_3T_{K_3}} + m_4\sqrt{M_4T_{K_4}}}$$

$$= \frac{\sum m_i\mu_i\sqrt{M_iT_{K_i}}}{\sum m_i\sqrt{M_iT_{k_i}}}$$

Ở đây:

$\mu_i . 10^4$ - hệ số độ nhớt động lực ở 15°, cp (đối với hydro thì $\mu_1 = 87$, đối với mêtan $\mu_2 = 106$, đối với êtylen $\mu_3 = 99$, đối với prô-py-len $\mu_4 = 82$)

m_1, m_2, m_3, m_4 - thành phần thể tích của các cấu tử;

M_1, M_2, M_3, M_4 - trọng lượng phân tử của các cấu tử;

$T_{K_1}, T_{K_2}, T_{K_3}, T_{K_4}$ - nhiệt độ tới hạn

Sau khi thay thế ta được bảng sau:

T.T	Chất	Phân tử lượng M_i	Nhiệt độ tới hạn T_i, °K	Hệ số độ nhớt $\mu_i . 10^4$ (cp)		Hệ số dẫn nhiệt, λ_i w/m.°K	Số mol N_i	Tỉ lệ phần mol, x_i
				– 3,2°C	15°C			
1	H_2	2	33	85	87	0,1628	3,65	0,233
2	CH_4	16	191	100	106	0,0302	6,75	0,429
3	C_2H_4	28	283	95	99	0,0163	4,0	0,254
4	C_3H_6	42	364	78	82	0,0088	1,32	0,084
							15,72	1,00

● Ta tính hệ số độ nhớt của hỗn hợp μ_{hh} như sau:

$$\mu_{hh} = 10^{-4} \,.\, \frac{(87 \,.\, 0{,}233\sqrt[3]{2 \,.\, 33} + 106 \,.\, 0{,}429\sqrt[3]{16 \,.\, 191} + 99 \,.\, 0{,}255\sqrt[3]{28 \,.\, 283} + 82 \,.\, 0{,}083\sqrt[3]{42 \,.\, 3}}{0{,}233\sqrt[3]{2 \,.\, 33} + 0{,}429\sqrt[3]{16 \,.\, 191} + 0{,}255\sqrt[3]{28 \,.\, 283} + 0{,}083\sqrt[3]{42 \,.\, 364}}$$

$$= \frac{0{,}1414}{14{,}311} = 0{,}00988 \text{ cp}$$

● Hệ số dẫn nhiệt của hỗn hợp λ_{hh} cũng tính theo công thức thực nghiệm gần đúng như sau:

$$\lambda_{hh} = \frac{\sum \lambda_i x_i \sqrt[3]{M_i}}{\sum x_i \sqrt[3]{M_i}} \text{ (x}_i \text{ - tỷ lệ phần mol)}$$

Thay số vào ta có:

$$\lambda_{hh} = \frac{0,233 \,.\, 0,1628\sqrt[3]{2} + 0,429 \,.\, 0,0302\sqrt[3]{16} + 0,254 \,.\, 0,0163\sqrt[3]{28} + 0,084 \,.\, 0,0088\sqrt[3]{42}}{0,233\sqrt[3]{2} + 0,429\sqrt[3]{16} + 0,254\sqrt[3]{28} + 0,084 \,.\, \sqrt[3]{42}}$$

$$= \frac{0,09732}{2,43659} = 0,03994 \text{w/m.°C} = 0,0343 \text{ kcal/m.h.độ}.$$

- Xác định nhiệt dung riêng của hỗn hợp: Ta có thể không tính đến ảnh hưởng của áp suất vì nhiệt dung riêng của các khí ở 1 ata và 6 ata chỉ khác nhau 1%.

- Nhiệt dung riêng ở 15°C của hỗn hợp:

$$C_{p(hh)} = \frac{\sum C_{p_i} \,.\, G_i}{\sum G_i}$$

$$= \frac{7,3 \,.\, 3,4 + 108 \,.\, 0,527 + 112 \,.\, 0,3617 + 55,5 \,.\, 0,361}{282,8} = 0,503 \text{ kcal/kg.°C}$$

Trong đó nhiệt dung riêng của cấu tử i ở 15°C và – 3,2°C được cho ở bảng sau:

T.T	Chất	$C_{p,i}$, kcal/kg.°C	
		15°C	– 3,2°C
1	H_2	3,400	3,390
2	CH_4	0,527	0,517
3	C_2H_4	0,3617	0,346
4	C_3H_6	0,361	0,347

- Nhiệt dung riêng ở – 3,2°C là:

$$C_{P(hh)} = \frac{7,3 \,.\, 3,39 + 108 \,.\, 0,517 + 112 \,.\, 0,346 + 55,5 \,.\, 0,347}{282,8} = 0,4900 \text{ kcal/kg.độ}$$

- Khối lượng riêng của hỗn hợp ở nhiệt độ trung bình 15°C:

$$\rho_{hh} = \frac{G_{hh}}{V_{hh}} = \frac{282,8}{350} = 0,808 \text{ kg/m}^3$$

- Khối lượng riêng của hỗn hợp đó ở nhiệt độ trung bình (– 3,2°C)

$$\rho_{(p,T)} = \rho_{o(p_o,T_o)} \cdot \frac{T_o}{p_o} \cdot \frac{p}{T} = 0,808 \,.\, \frac{288}{270} = 0,862 \frac{\text{kcal}}{\text{kg . °C}}.$$

Cuối cùng ta lập bảng các thông số vật lý của hỗn hợp:

T.T	Đại lượng	Đơn vị đo	Trị số tính ở nhiệt độ	
			15°C	– 3,2°C
1	λ_{hh}	kcal/m.h.°C	0,0343	0,0304
2	$C_{p(hh)}$	kcal/kg.°C	0,503	0,490
3	ρ_{ohh}	kg/m^3	0,808	0,862
4	μ_{hh}	cp	0,00988	0,0094
	Pr		0,522	0,545

• Khối lượng riêng của hỗn hợp ở điều kiện áp suất 6 ata và – 3°C là:

$$\rho_{(p,T)} = \rho_o \cdot \frac{p \cdot T_o}{p_o \cdot T} = 0{,}808 . \frac{6 . 273}{1 . 270} = 4{,}9 \text{ kg / m}^3.$$

4. Xác định hệ số cấp nhiệt bên trong ống:

Cho khí lạnh đi trong ống với lưu lượng là 282,8 $\frac{kg}{h}$ và khí nóng đi ngoài ống; để tăng độ truyền nhiệt bên ngoài ống người ta làm thêm những tấm ngăn

• Giả thiết là bên trong ống đạt tới trị số Re = 30.000

• Đường kính ống là 25 × 2 mm. Xác định số ống cần thiết.

Từ biểu thức:

$$Re = \frac{\omega d}{\nu} = \frac{\omega d\rho}{\mu g}, \text{ tức } \omega = \frac{Re . \mu . g}{d . \rho . 9810}, \text{ m/s}$$

Mặt khác ta tính được trị số ω:

$$\omega = \frac{G_h}{3600 . 0{,}785 . d^2 n\rho}; \mu = \frac{\mu_{hh}}{9810}, \text{ kg.s/m}^2$$

và xác định n:

$$n = \frac{G_h}{3600 . 0{,}785 . \rho d^2 . \omega} = \frac{G_h . 9810}{3600 . 0{,}785 d \, Re \, \mu . g}$$

Trong trường hợp của chúng ta thì $\mu = 98{,}8 . 10^{-4}$ cp

$d = 0{,}021$ m

Vậy: $$n = \frac{282{,}8 . 9810}{3600 . 0{,}785 . 30000 . 0{,}00988 . 9{,}81 . 0{,}021} = 16 \text{ ống.}$$

Chọn n = 13 ống (theo tài liệu hướng dẫn thiết kế về thiết bị trao đổi nhiệt loại vỏ ống, Bảng 35, thiết bị có D = 150 mm (vỏ).

Khi n = 13 thì tốc độ trong ống là:

$$\omega = \frac{G_h}{3600\rho S_{TP}} = \frac{282{,}8}{3600 . 4{,}9 . 0{,}785 . 0{,}021^2 . 13} = 3{,}56 \text{ m/s}$$

Ở đây: S_{TP} - diện tích tiết diện ngang của ống, m^2

Chuẩn số Re thực tế:

$$Re = \frac{\omega d\rho}{\mu \cdot g} = \frac{3{,}56 \cdot 0{,}021 \cdot 4{,}9 \cdot 9810}{0{,}00988 \cdot 9{,}81} = 37077$$

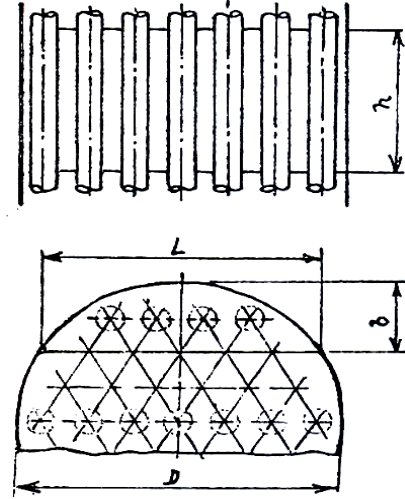
Hệ số cấp nhiệt bên trong ống khi $\varepsilon_1 = 1$ là:

$$Nu = 0{,}021 Re^{0,8} Pr^{0,43} = 0{,}021 \cdot 37077^{0,8} \cdot 0{,}522^{0,43} = 71{,}8.$$

$$\alpha_T = \frac{Nu\lambda}{d} = \frac{71{,}8 \cdot 0{,}0343}{0{,}021} = 117 \frac{kcal}{m^2h°C}$$

5- Xác định hệ số cấp nhiệt cho bên ngoài ống.

Chọn thiết bị truyền nhiệt có tấm chắn bên ngoài ống. Khoảng cách giữa các tấm chắn là l = 200 mm. Diện tích tiết diện của mặt cắt ngang qua 2 tấm chắn kề nhau, tính theo đường kính của vỏ thiết bị (Hình 3-21).



Hình 3-21 (cho ví dụ II)

Số ống nằm chỗ tấm ngăn bị cắt là n' = 3

$$S_{MT} = h(D - 3d)$$

$$= 0{,}2(0{,}15 - 3 \cdot 0{,}025) = 0{,}015\, m^2$$

- Tốc độ của khí đi ngoài ống, tính theo đường kính của vỏ thiết bị:

$$\omega = \frac{G_h}{3600\rho S_{MT}} = \frac{282{,}8}{3600 \cdot 4{,}9 \cdot 0{,}015} = 1{,}07 \frac{m}{s}$$

Chuẩn số Re:

$$Re = \frac{\omega \cdot d \cdot \rho}{\mu g} = \frac{1{,}07 , 0{,}025 \cdot 4{,}9 \cdot 9810}{0{,}00988 \cdot 9{,}81} = 13252$$

Hệ số cấp nhiệt:

$$Nu = 0{,}6 \cdot 0{,}41 Re^{0,6} Pr^{0.33} = 0{,}6 \cdot 0{,}41 \cdot 13252^{0,6} \cdot 0{,}522^{0,33} = 59$$

$$\alpha_{ng} = \frac{Nu\lambda}{d} = \frac{59 \cdot 0{,}0343}{0{,}025} = 81\ kcal / m^2h°C$$

6- Hệ số truyền nhiệt:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_T} + \frac{\delta_{ống}}{\lambda_{ống}} + 2r_{cáu} + \frac{1}{\alpha_{ng}}} = \frac{1}{\frac{1}{117} + \frac{0{,}002}{40} + 2\frac{1}{2000} + \frac{1}{81}} = 45{,}6 \frac{kcal}{m^2h°C}$$

Trong đó: $\delta_{ống}$ - chiều dày thành ống, bằng 0,002 m;

$\lambda_{ống}$ - độ dẫn nhiệt của thép, bằng 40 kcal/mh°C;

$r_{cáu}$ - nhiệt cản cả hai bên thành ống;

$$\frac{1}{r_{cáu}} = 2000 \text{ (phụ lục)}$$

7- Bề mặt trao đổi nhiệt cần thiết là:

$$F = \frac{\beta Q}{K\Delta t_{tb}} = \frac{4266 \,.\, 1{,}25}{45{,}6 \,.\, 13{,}2} = 6{,}43^{m^2}$$

(hệ số dự trữ $\beta = 1{,}25$)

Chọn 2 thiết bị trao đổi nhiệt mỗi cái 4 m^2, bố trí làm việc nối tiếp nhau.

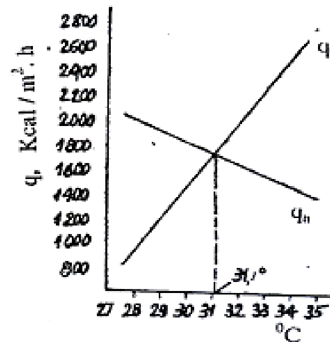
• Đặc tính của thiết bị trao đổi nhiệt: bề mặt trao đổi nhiệt 4 m^2, đường kính vỏ thiết bị là 200 mm, chiều dài ống là 4 m, đường kính ống 25 mm, bước ống 35 mm, điều kiện áp suất 6 kg/cm^2; Tổng số bề mặt cần thiết là 8 m^2.

Ví dụ III: Cần làm lạnh 1240 m^3/h khí nitơ (tính theo điều kiện tiêu chuẩn) áp suất là 0,5 ati, làm lạnh từ 76° đến 31°. Nước làm lạnh có nhiệt độ là 16°. Xác định kích thước chủ yếu của thiết bị trao đổi nhiệt loại vỏ ống.

Giải

Khi tính toán cần chú ý đến phương pháp làm sạch thiết bị trao đổi nhiệt bởi vì trên bề mặt ống về phía nước được đun nóng có thể bị đóng cáu mà lớp cáu này làm giảm hệ số truyền nhiệt rất nhiều. Vì nguyên nhân đó mà trong thiết bị trao đổi nhiệt loại vỏ ống thì cần phải cho nước vào bên trong ống để dễ dàng rửa sạch, còn bên ngoài ống thực tế thì rất khó làm sạch.

Hệ số truyền nhiệt trong thiết bị trao đổi nhiệt giữa khí và lỏng chủ yếu là phụ thuộc vào trị số của hệ số cấp nhiệt đối với khí. Để tăng cường quá trình cấp nhiệt về phía khí thì tốt nhất là làm thêm những tấm chắn bên ngoài ống. Trong phép tính này có thể thực hiện được như là đối với trường hợp chảy ngang ống khi góc tới 90° thì thêm vào hệ số điều chỉnh 0,5.



Hình 3.22. (Cho ví dụ III)

1- Điều kiện nhiệt độ của quá trình:

Giả thiết là nước trong thiết bị trao đổi nhiệt được đun nóng đến 26°. Sơ đồ nhiệt độ của quá trình là:

$$76° \xrightarrow{\text{ni tơ}} 31°$$

$$26° \xleftarrow{\text{nước}} 16°$$

$$\Delta t_1 = 50° \qquad \Delta t_2 = 15°$$

Hiệu số nhiệt độ trung bình là: $\Delta t_{tb} = \dfrac{50 - 15}{Ln\dfrac{50}{15}} = 29{,}0°C$

Nhiệt độ trung bình của nước là: $t_{H_2O} = \dfrac{26 + 16}{2} = 21°$

Nhiệt độ trung bình của nitơ là: $t_{N_2} = 21 + 29{,}5 = 50{,}5°$

2- Nhiệt tải.

Lượng nhiệt trong thiết bị truyền từ nitơ đến nước là:

$$Q = 1240 \cdot 1{,}25 \cdot 0{,}25(76 - 31) = 17.437 \text{ kcal/h}$$

Trong đó: 1,25 - khối lượng riêng của nitơ ở 0° và 760 mmHg tính bằng kg/m^3 trong điều kiện tiêu chuẩn;

0,25 - nhiệt dung riêng của khí nitơ, kcal/kg °C;

3- Lưu lượng nước:

$$G_{H_2O} = \frac{Q}{t_c - t_d} = \frac{17.437}{26 - 16} = 1744 \text{ kg/h}$$

4- Xác định sơ bộ bề mặt trao đổi nhiệt:

Theo bảng 3-4 đối với không khí đi ngang ống, ta chọn hệ số cấp nhiệt là 70 kcal/m^2h°C

Hệ số truyền nhiệt K lấy bằng ≈ 60 kcal / m^2h°C

Vậy, bề mặt trao đổi nhiệt là:

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{tb}} = \frac{17.437}{60 \cdot 29} = 10 m^2$$

Dùng loại ống d25 × 2 mm, t = 0,035 m, dài 4 m.

Vậy số ống $n = \dfrac{F}{n\Pi dL} = \dfrac{10}{3{,}14 \cdot 0{,}025 \cdot 4} = 32$ ống. Ta chọn thiết bị trao đổi nhiệt vỏ-ống với đường kính vỏ thiết bị là 300 mm và số ống n = 32. Đường kính ống là d = 25 × 2 mm dài L = 4 m. (Thực tế thiết bị này có thể bố trí được 37 ống). Nước đi trong ống, khí N_2 đi ngoài ống.

5- Xác định nhiệt trở của thành thép và lớp cáu

Ta lấy độ dẫn nhiệt của lớp cáu về phía nước và phía nitơ là bằng nhau và lấy trung bình là $\dfrac{1}{r_{cáuH_2O}} = 2000$ kcal/mh°C. Độ dẫn nhiệt của thép là $\lambda = 40$ kcal/mh°C.

Vậy thì:

$$\sum r_w + r_{cáuH_2O} + r_w + r_{cáunitơ} = \frac{1}{2000} + \frac{0{,}0025}{40} + \frac{1}{2000} = 0{,}00106 \frac{m^2h°C}{kcal}$$

6- Xác định hệ số cấp nhiệt của nitơ khi chảy ngang vuông góc với ống.

Ta sơ bộ xác định vị trí của các ống xếp ở đỉnh Δ đều, bố trí cửa vào của nitơ và vị trí của các tấm chắn, khoảng cách giữa các tấm chắn là l = 200 mm. Ta bố trí số ống qua tâm dọc đường kính theo đường đi của khí n' = 7 ống.

• Diện tích mặt cắt ngang giữa 2 tấm chắn tính theo đường kính thiết bị là:

$$S = l\,(D - n'd) = 0{,}2\,(0{,}4 - 7\,.\,0{,}025) = 0{,}045\ m^2$$

• Tốc độ khí đi qua tiết diện này (khi T = 323,5° và p = 1,5 at) là:

$$\omega = \frac{V_s}{S} = \frac{1240\,.\,323{,}5\,.\,1}{3600\,.\,273\,.\,1{,}5\,.\,0{,}045} = 6{,}05\ m/s$$

• Khối lượng riêng của nitơ ở điều kiện làm việc:

$$\rho = \rho_o \frac{T_o p}{T p_o} = 1{,}25\,.\,\frac{273\,.\,1{,}5}{323{,}5\,.\,1} = 1{,}58\ kg/m^3$$

• Chuẩn số Re:

$$Re = \frac{\omega d \rho}{\mu g} = \frac{6{,}05\,.\,0{,}025\,.\,1{,}58\,.\,9810}{0{,}019\,.\,9{,}81} = 12577$$

Ở đây: $\mu = 0{,}019$ cp - độ nhớt của khí nitơ ở 50,5°

• Chuẩn số Nu:

$$Nu = 0{,}6\,.\,0{,}21\,Re^{0,65} = 0{,}6\,.\,0{,}21\,.\,12577^{0,65} = 58{,}2$$

• Hệ số cấp nhiệt đối với nitơ:

$$\alpha_{nit\sigma} = Nu\frac{\lambda}{d} = 58{,}2\frac{0{,}0243}{0{,}025} = 79{,}9\,kcal/m^2h^\circ C$$

Ở đây: $\lambda = 0{,}0243\,kcal/mh^\circ C$ - độ dẫn nhiệt của nitơ ở 50,5°.

7- Xác định hệ số cấp nhiệt đối với nước:

Xác định tốc độ nước chảy trong ống:

$$\omega = \frac{V_s}{S_1} = \frac{G_h}{\rho\,.\,3600\,.\,n\,.\,0{,}785 d^2}$$

$$= \frac{1744}{1000\,.\,3600\,.\,37\,.\,0{,}785\,.\,0{,}021^2} = 0{,}038\ m/s$$

Trong đó: $\rho = 1000\ kg/m^3$ - khối lượng riêng của nước.

n = 37 (số ống).

d = 0,021 m - đường kính trong của ống.

• Chuẩn số Re đối với nước:

$$Re = \frac{\omega d}{\nu} = \frac{0{,}038\,.\,0{,}021}{0{,}986\,.\,10^{-6}} = 809\ \text{(chảy tầng, chảy màng)}$$

$\nu = 0,986 \,.\, 10^{-6}\ m^2/s$ - hệ số độ nhớt động học của nước ở 21°C

• Công thức tính đối với trạng thái chảy tầng:

$$\alpha_{H_2O} = B_1 \frac{\omega^{0,33}}{d^{0,37}} \Delta t_2^{0,1} \left(\frac{Pr}{Pr_w}\right)^{0,25} = 164 \frac{0,038^{0,33}}{0,021^{0,37}} \Delta t_2^{0,1} \,.\, \left(\frac{Pr}{Pr_w}\right)^{0,25}$$

$$= 232,8 \Delta t_2^{0,1} \left(\frac{Pr}{Pr_w}\right)^{0,25} \ kcal/m^2h°C$$

8- Xác định nhiệt tải riêng:

• Xuất phát từ cân bằng nhiệt lượng truyền qua 2 bề mặt trong và ngoài của 1^m dà ống ta có:

$$q_L = \pi d_{tr} \,.\, 1 \,.\, \alpha_{H_2O} \,.\, \Delta t_2 = \pi \,.\, d_{ng} \,.\, 1 \,.\, \alpha_{N_2} \,.\, \Delta t_1, \ \frac{kcal}{m \,.\, h}$$

Từ đó rút ra:

$$0,021 \,.\, 232,8 \,.\, \Delta t_2^{0,1} \left(\frac{Pr}{Pr_w}\right)^{0,25} \,.\, \Delta t_2 = 0,025 \,.\, 79,9 \,.\, \Delta t_1.$$

• Sơ bộ ta chọn $(Pr/Pr_w)^{0,25} = 1,05$ thì ta được:

$$\Delta t_1 = 2,5662 \,.\, \Delta t_2^{1,1}.$$

• Mặt khác ta có:

$$\Delta t_{\sum} = \Delta t_1 + \sum \Delta t_\delta + \Delta t_2 = 50,5 - 21 = 29,5°C$$

• Sơ bộ chọn: $\sum \Delta t_\delta = 2°C$

Vậy: $\Delta t_1 + \Delta t_2 = 27,5°C$

$$2,5662 \Delta t_2^{1,1} + \Delta t_2 = 27,5°C.$$

• Ta giải phương trình này để tìm Δt_2 bằng phương pháp tính gần đúng hay vẽ đồ th

* Vẽ đồ thị:

- Ta đặt $y_1 = 2,5662 \Delta t_2^{1,1}$ - hàm mũ đơn điệu tăng khi Δt_2 tăng.
- Và $y_2 = 27,5 - \Delta t_2$ - đường thẳng có hệ số góc âm, đơn điệu giảm khi Δt_2 tăng.
- Giao điểm của 2 đường cho ta giá trị Δt_2.

* Phương pháp tính gần đúng (theo bảng 3-9):

Bảng 3-9.

Lần tính	Δt_2	Hàm số		Nhận xét
		y_1	y_2	
1	5	15,07154	22,5	Chưa được
3	6	18,41861	21,5	
5	6,5	20,1138	21,0	Sắp được
6	6,7	20,79566	20,8	Được
4	7	21,8221	20,5	Sắp được
2	10	32,3065	17,5	Chưa được

Vậy ta có: $\Delta t_2 = 6{,}7^\circ C \rightarrow \alpha_{H_2O} = 295{,}65\,kcal/m^2.h.độ$

$\Delta t_1 = 2{,}5662\Delta t_2^{1,1} = 20{,}79566^\circ C.$

• Phụ tải nhiệt riêng trung bình cho 1^m dài ống là:

- Phía mặt trong ống:

$$q_L = \pi \cdot d_{tr} \cdot \alpha_{H_2O} \cdot \Delta t_2 = 3 \,.\, 1416 \,.\, 0{,}021 \,.\, 295{,}65 \,.\, 6{,}7 = 130{,}7\,\frac{kcal}{m\,.\,h}$$

- Phía mặt ngoài ống:

$$q_L = \pi \cdot d_{ng} \cdot \alpha_{N_2} \cdot \Delta t_1 = 3 \,.\, 1416 \,.\, 0{,}025 \,.\, 20{,}8 \,.\, 79{,}9 = 130{,}5\,\frac{kcal}{m\,.\,h}$$

(Sai số khi tính q_L không đáng kể).

• Vậy chiều dài cần thiết L của thiết bị truyền nhiệt là:

$$L = \frac{Q}{q_L \cdot n} = \frac{17437}{37 \,.\, 130{,}6} = 3{,}61^m.$$

Như vậy lúc đầu sơ bộ chọn thiết bị dài 4^m là thích hợp (dự trữ gần 10% diện tích bề mặt truyền nhiệt).

- *Kết luận:* thiết bị đã chọn là thích hợp.

Ví dụ IV: Hãy xác định bề mặt truyền nhiệt của 1 thiết bị vỏ - ống loại 1-1, ngược chiều để đun nóng dầu máy từ $t'_1 = 20^\circ C$ đến $t''_1 = 130^\circ C$ bằng 1 chất tải nhiệt hữu cơ có nhiệt độ ban đầu là 150°C. Lưu lượng dòng lạnh 3500 kg/h, dòng nóng 8000 kg/h; nhiệt dung riêng trung bình tương ứng là $c_1 = 1600$ j/kg.độ, $c_2 = 1700$ j/kg.độ.

Hệ số cấp nhiệt α_i của các dòng thay đổi theo nhiệt độ như sau:

t	°C	20	30	40	60	80	100	110	120	130	140	150
α_1	$w/m^2.độ$	120	175	205	240	267	285	293	300	305	-	-
α_2	$w/m^2.độ$	-	-	-	-	-	535	545	550	557	561	563

Tổng độ dẫn nhiệt của thành truyền nhiệt (kể cả bẩn) là $\sum\frac{\lambda_i}{\delta_i} = 2500$ w/m^2.độ?

Giải

Bài này nói chung có rất nhiều cách giải gần đúng theo nguyên tắc: cách tính càng đơn giản thì sai số càng lớn, cách tính càng phức tạp, tỉ mỉ thì độ chính xác càng cao.

Sau đây xin giới thiệu vài cách tính.

Cách 1:

- Ta sẽ xác định bề mặt truyền nhiệt theo hệ số truyền nhiệt trung bình:

$$k_{tb} = \frac{1}{2}(k_o + k_F),$$

Với: k_o, k_F - tương ứng là hệ số truyền nhiệt k tại điểm đầu vào và đầu ra của thiết bị (tại F = 0 và F = F).

- Nhiệt độ ra của dòng nóng được tính theo công thức:

$$T''_2 = T'_2 - \frac{W_1}{W_2}\delta t_1 = 150 - \frac{3500 \,.\, 1600}{8000 \,.\, 1700}(130 - 20) = 104{,}7°C.$$

- Chênh lệch nhiệt độ trung bình:

$$\Delta t_{log} = \frac{(104{,}7 - 20) - (150 - 130)}{Ln\frac{104{,}7 - 20}{150 - 130}} = 44{,}82°C.$$

- Tổng nhiệt lượng truyền được:

$$Q = W_1\delta t_1 = \frac{3500}{3600} \,.\, 1600(130 - 20) = 171.111 \text{ W}.$$

- Theo bảng đã cho:

$$+ \text{ Tại } F = 0 \begin{cases} \rightarrow t'_1 = 20°C \rightarrow \alpha_1 = 120 \text{ w/m}^2.\text{độ} \\ \rightarrow T''_2 = 104{,}7°C \rightarrow \alpha_2 = 540 \text{ w/m}^2.\text{độ (nội suy)} \end{cases}$$

Vậy $$k_o = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum\frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{120} + \frac{1}{2500} + \frac{1}{540}} = 94{,}47 \frac{\text{w}}{\text{m}^2.\text{độ}}$$

+ Tại F = F; cũng tính tương tự ta có:

$$k_F = \frac{1}{\frac{1}{305} + \frac{1}{2500} + \frac{1}{563}} = 183{,}3 \text{ w/m}^2.\text{độ}$$

- Vậy $k_{tb} = \frac{1}{2}(94{,}47 + 183{,}3) = 138{,}90$ w/m^2.độ

- Bề mặt truyền nhiệt sẽ là:

$$F = \frac{Q}{k_{tb}\,.\,\Delta t_{log}} = \frac{171.111}{138,90\,.\,44,82} = 27,49\,m^2.$$

Cách 2: Để tính tổng diện tích bề mặt truyền nhiệt, ta phải chia thiết bị ra nhiều đoạn và tính diện tích truyền nhiệt của từng đoạn ΔF_i

$$F = \sum_{i=1}^{n} \Delta F_i$$

Trong đó: $\Delta F_i = \dfrac{\Delta Q_i}{k_i \Delta t_{logi}}$

Lưu ý: Cách này phải thực hiện nhiều phép tính giống nhau nên tốt nhất là tính trên máy tính lập trình được (xem ví dụ tính TB ngưng tụ ở Giáo trình Tập 5).

Cách 3: Ta có thể tính gần đúng như cách 2 nhưng đơn giản hơn qua các bước sau:

- Chia khoảng nhiệt độ dòng lạnh t_1 từ 20° đến 130°C ra các khoảng cách nhau từng 10°.
- Tính nhiệt độ T_2 tương ứng với các điểm của nhiệt độ dòng lạnh đó,
- Xác định các giá trị α_1 (ứng với t_1) và α_2 (ứng với T_2) từ số liệu ở bảng đã cho,
- Tính các giá trị k tương ứng và tính giá trị trung bình cộng của tất cả các giá trị k tìm được.

Kết quả tính cho theo bảng sau (kể cả phải nội suy một số giá trị)

t_1	20	30	40	50	60	70	80	90	100	110	120	130
T_2	104,7	108,82	112,94	117,05	121,17	125,29	129,40	133,5	137,64	141,76	145,88	150
α_1	120	175	205	222	240	253	267	276	285	293	300	305
α_2	540	543	546,5	549	551	553,5	557	558	560	561,5	562	563
k_i	94,47	125,7	140,7	148,7	156,7	162,35	168,33	171,96	175,61	178,76	181,40	183,3

$$k_{tb} = \frac{1}{12}\sum k_i = 157,33\,w/m^2.\text{độ}$$

$\Delta t_{log} = 44,82°C$ (như cũ)

Vậy $$F = \frac{W_1 \delta t_1}{\bar{k}\,.\,\Delta t_{log}} = \frac{171.111}{157,33\,.\,44,82} = 24,26\,m^2$$

Cách 4: Tìm cách biểu diễn các hệ số cấp nhiệt α_i thành hàm số theo nhiệt độ của chúng, sau đó tính hệ số cấp nhiệt trung bình và hệ số truyền nhiệt trung bình.

Ở đây với các số liệu của bài toán ta có thể viết:

$$\alpha_1 \approx 132,34 + 1,47t_1,$$

và $\alpha_2 \approx 482,20 + 0,557T_2$.

• Giá trị trung bình của α_1 là:

$$\bar{\alpha}_1 = \frac{1}{(130-20)}\int_{20}^{130}(132,34 + 1,47t_1)dt_1 =$$

$$= \frac{1}{110}\left(\frac{1,47}{2}t_1^2 + 132,34t_1\right)\Big|_{20}^{130} = 242,59\,w/m^2.độ$$

• Tương tự, ta tính giá trị trung bình của α_2 là:

$$\bar{\alpha}_2 = \frac{1}{150-104,7}\int_{104,7}^{150}(0,557\,T_2 + 482,20)dT_2 =$$

$$= \frac{1}{45,3}\left(\frac{0,557}{2}T_2^2 + 482,2\,.\,T_2\right)\Big|_{104,7}^{150} = 553,13\,w/m^2.độ$$

$$\bar{k} = \frac{1}{\frac{1}{\bar{\alpha}_1} + \sum\frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\bar{\alpha}_2}} = 157,97\,w/m^2.độ$$

Vậy $\quad F = \frac{171.111}{157,97\,.\,44,82} = 24,17\,m^2$

Cách 5: Dùng phương pháp tích phân bằng công thức Simpson:

• Giới thiệu về công thức Simpson.

Dùng công thức Simpson để tính giá trị bằng số của 1 tích phân định hạn. Có 2 công thức tương tự nhau, cụ thể như sau:

Dạng 1: Biết giá trị bằng số của hàm số y = f(x) tại các điểm x có bước đều là h thì ta có:

$$\int_a^b f(x)dx \approx \frac{h}{3}(y_o + 4y_1 + 2y_2 + 4y_3 + 2y_4 + \ldots + + 4y_{2n-1} + y_{2n}),$$

Trong đó:

- Chia khoảng [b – a] ra làm 2n (số chẵn lần) những khoảng cách đều nhau là h; tức $2nh = b - a$, $h = x_1 - x_o = x_2 - x_1 = \ldots$

- Các hệ số nhân trước y_i lần lượt là 4 và 2.

Dạng 2: Cũng tương tự như công thức dạng 1 nhưng chọn 4nh = b – a:

$$\int_a^b f(x)dx = \frac{h}{4,5}(1,4y_o + 6,4y_1 + 2,4y_2 + 6,4y_3 + 2,8y_4 + 6,4y_5 + + 2,4y_6 + 6,4y_7 + 2,8y_8 + \ldots$$
$$+ 6,4y_{4n-3} + 2,4y_{4n-2} + 6,4y_{4n-1} + 1,4y_{4n}).$$

• Dùng phương trình cân bằng nhiệt để xác định quan hệ giữa $T_2(x)$ và $t_1(x)$:

$$w_1[t_1(x) - t'_1] = w_2[T_2(x) - T''_2],$$

Hay là:

$$T_2(x) = \frac{W_1}{W_2}[t_1(x) - t'_1) + T''_2 = \frac{3500 . 1600}{8000 . 1700}(t_1 - 20) + 104,7 = 96,5 + 0,412\,t_1$$

$$T_2 = 96,5 + 0,412\,t_1$$

• Ta dùng công thức cân bằng nhiệt tại 1 dF với biến thiên dt_1:

$$W_1 dt_1 = k[T_2(x) - t_1(x)]dF$$

Từ đây ta có:

$$F = \int_{t'}^{t''_1} \frac{W_1}{k[T_2(x) - t_1(x)]}dt_1 =$$

$$= \frac{3500 . 1600}{3600}\int_{20}^{130}\frac{dt_1}{k(96,5 - 0,588\,t_1)} = 1555\int_{20}^{130}\frac{dt_1}{k(98,5 - 0,588\,t_1)}$$

Ta sẽ dùng công thức Simpson dạng 1 để tính tích phân trên.

Các bước tính như sau:

- Đưa về dạng dễ nhận biết:

$$\frac{F}{1555} = \int_{20}^{130} f(t_1)dt_1, \text{ với } f(t_1) = \frac{1}{k(96,5 - 0,588\,t_1)}$$

- Ta chia toàn khoảng cận tích phân ra làm 4 đoạn (2n = 4):

+ Vậy $h = \dfrac{130 - 20}{4} = 27,5°C$.

+ Tức ta có: $x_o = 20°C$; $x_2 = 75°C$; $x_4 = 130°C$.

$x_1 = 47,5°C$; $x_3 = 102,5°C$

• Tính $\alpha(x)$ tại các trị số $x_i : \alpha_1 = f(t_1)$

• Tính $T_2(x)$ tương ứng các giá trị $t_1(x)$

• Từ đó tính các hệ số truyền nhiệt k_i tại các điểm nút t_1 và T_2 tương ứng có α_1 và α_2.

• Tính giá trị của f_i:

$$f_o = f(20°),\ f_1 = f(47,5°),\ f_2 = f(75°C)$$

$f_3 = f(102{,}5°C)$, $f_4 = f(130°C)$

- Cụ thể ở đây ta được:

$$f_o = f(20°) = \frac{1}{94{,}47(104{,}7 - 20)} = 1{,}25 \,.\, 10^{-4},\ m^2 / w$$

(Lấy giá trị k_o ở cách tính 1).

$$f_1 = f(47{,}5°) = \frac{1}{k_{47,5}(96{,}5 - 0{,}558 \,.\, 47{,}5)} = \frac{6{,}77 \,.\, 10^{-3}}{68{,}7} = 0{,}986 \,.\, 10^{-4},\ m^2 / w$$

+ Trong đó:

- $T_2(x) = 0{,}412\, t_1(x) + 96{,}5 = 116{,}1°C$.
- Tương ứng $t_1 = 47{,}5°C \rightarrow \alpha_1 \approx 220\ w / m^2.độ$

$T_2 = 116{,}1°C \rightarrow \alpha_2 \approx 548\ w / m^2.độ$

$$k_{47,5°} = \frac{1}{\dfrac{1}{220} + \dfrac{1}{2500} + \dfrac{1}{548}} = \frac{1}{6{,}77 \,.\, 10^{-3}},\ w/m^2.độ$$

- Cũng tính tương tự ta có:

$f_2 = f(75°C) = 0{,}95 \,.\, 10^{-4},\ m^2 / w$

$f_3 = f(102{,}5°C) = 1{,}58 \,.\, 10^{-4},\ m^2 / w$

$f_4 = f(130°C) = 2{,}72 \,.\, 10^{-4},\ m^2 / w$

- Áp dụng công thức Simpson dạng 1:

$$\int_{20}^{130} f(t_1)dt_1 = \frac{h}{3}(f_o + 4f_1 + 2f_2 + 4f_3 + f_4) =$$

$$= \frac{130 - 20}{4 \,.\, 3}(1{,}25 \,.\, 10^{-4} + 4 \,.\, 0{,}986 \,.\, 10^{-4} + 2 \,.\, 0{,}95 \,.\, 10^{-4} +$$

$$+ 4 \,.\, 1{,}58 \,.\, 10^{-4} + 2{,}72 \,.\, 10^{-4}) = 147{,}9 \,.\, 10^{-4}$$

Vậy: $F = 1555\int_{20}^{130} f(t_1)dt_1 = 1555 \,.\, 147{,}9 \,.\, 10^{-4} = 23\ m^2$.

CHƯƠNG 4

CÔ ĐẶC VÀ KẾT TINH

NHỮNG PHỤ THUỘC CƠ BẢN VÀ CÁC CÔNG THỨC TÍNH TOÁN

1. Phương trình cân bằng vật chất của quá trình bốc hơi - cô đặc:

$$G_đ = G_c + W \quad (4.1)$$

$$G_đx_đ = G_cx_c \quad (4.2)$$

Với: $G_đ$, G_c - lưu lượng ban đầu (vào) và cuối cùng (ra) của dung dịch, kg/s

$x_đ$, x_c - nồng độ chất tan trong dung dịch đầu và cuối, phần khối lượng

W - lưu lượng hơi thứ, kg/s

$$W = G_đ\left(1 - \frac{x_đ}{x_c}\right) \quad (4.3)$$

2. Phương trình cân bằng nhiệt thiết bị cô đặc bốc hơi

$$\varphi D \,.\, C\theta + D \,.\, (1 - \varphi)i''_D + G_đc_đt_đ = G_cC_ct_c + W \,.\, i''_W + D \,.\, c\theta + Q_t \pm Q_{cđ} \quad (4.4)$$

Với D - tổng lượng hơi đốt (biểu kiến) đã sử dụng, kg/s

Q_D - tổng lượng nhiệt do hơi đốt cung cấp cho TB bốc hơi, W

$c_đ$, c_c - nhiệt dung riêng ban đầu (vào) và cuối (ra) của dung dịch, J/kg độ

$t'_1 = t_đ$; $t''_1 = t_{cuối}$ - nhiệt độ ban đầu (vào) và cuối (ra) của dung dịch, °C

i''_D - enthalpy của hơi đốt (là hơi nước bão hòa), J/kg.

i''_W - enthalpy của hơi thứ khi ra khỏi thiết bị, J/kg

Q_t - nhiệt tổn thất ra môi trường xung quanh, W; thường lấy khoảng 3% Q_D.

c - nhiệt dung riêng của nước ngưng ở θ°C;

θ - nhiệt độ ngưng tụ của hơi nước bão hòa;

3. Lưu ý:

a/ Trong hơi nước bão hòa bao giờ cũng có một lượng nước đã ngưng bị cuốn theo khoảng $\varphi = 0{,}05$ (độ ẩm của hơi). Như vậy nhiệt lượng do hơi bão hòa cung cấp sẽ là (nếu như không có quá lạnh nước ngưng):

$$Q_D = D(1 - \varphi)(i''_D - c\theta). \quad (4.5a)$$

b/ Như vậy Q_D tính từ (4.4) là:

$$Q_D = D(1 - \varphi)(i''_D - c\theta) = G_c c_c t_c - G_d c_d t_d + W \, . \, i''_W + Q_t \pm Q_{cd} \; (*) \quad (4.5b)$$

- Thay $Q_t = \varepsilon Q_D = \varepsilon D(1 - \varphi)(i''_D - c\theta)$ thì ta được:

(ε = 0,03 - tỉ lệ nhiệt tổn thất)

$$D(1 - \varepsilon)(1 - \varphi)(i''_D - c\theta) = G_d(c_{t_c} - c_d t_d) + W(i''_W - c_c t_c) \pm Q_{cd} \, . \quad (4.5c)$$

c/ Vậy lượng hơi đốt phải dùng (biểu kiến) là:

$$D_{thực} = \frac{G_d(c_c t_c - c_d t_d) + W(i''_W - c_c t_c) \pm Q_{cd}}{(1 - \varepsilon)(1 - \varphi)(i''_D - c\theta)} \quad (4.6)$$

- Nếu dung dịch đầu (vào) ở trạng thái quá nhiệt ($t_d > t_c$) thì:

$Q_{dn} = G_d c_d(t_c - t_d) < 0 \rightarrow$ làm giảm chi phí hơi đốt nhờ một phần nước bốc hơi nhờ sự m nguội dung dịch từ t_d xuống t_c.

Đại lượng $G_d c_d(t_d - t_c)$ được gọi là nhiệt lượng tự bốc hơi.

- Nhiệt lượng tổn thất Q_t thường lấy khoảng 3 ÷ 5% tổng nhiệt Q_D.

Mặt khác có thể tính chính xác từ điều kiện truyền nhiệt:

$$Q_t = \alpha F_n(t_T - t_{KK}) \quad (4.7)$$

Với $\alpha = \alpha_{dl} + \alpha_{bx}$ - tổng hệ số cấp nhiệt do đối lưu ($\alpha_d l$) và do bức xạ (α_{bx}), W/m^2.độ;

F_n - diện tích bề mặt xung quanh của TB đã cách nhiệt, m^2

t_T, t_{KK} - nhiệt độ bề mặt ngoài của lớp cách nhiệt và của không khí bên ngoài.

Chi phí riêng của hơi đốt m(kg/kg) là:

$$m = \frac{D}{W}, \text{ kg hơi đốt/kg hơi thứ} \quad (4.8)$$

4. Nhiệt dung riêng của dung dịch (c, J/kg.độ)

- Nhiệt dung riêng của dung dịch có thể tính theo công thức chung sau:

$$C = c_1x_1 + c_2x_2 + c_3x_3 \ldots \quad (4.9)$$

Với: c_1, c_2, c_3 ... - nhiệt dung riêng các cấu tử thành phần

x_1, x_2, x_3 ... - nồng độ các cấu tử

- Đối với dung dịch 2 cấu tử (nước và chất tan) ta có thể tính gần đúng:

- Với $x < 0,2$;

$$c = 4190\,(1 - x) \quad (4.10)$$

- Với $x > 0,2$:

$$c = 4190\,(1 - x) + c_1x. \quad (4.11)$$

(c_1 - nhiệt dung riêng của chất tan khan, J/kg.độ

• Nhiệt dung riêng của các hợp chất hóa học không có các số liệu thực nghiệm có thể tính gần đúng theo phương trình sau:

$$M . C = n_1c_1 + n_2c_2 + n_3c_3 + ... \quad (4.12)$$

Với M - phân tử lượng của hợp chất hóa học;

C - nhiệt dung riêng của hợp chất hóa học, J/kg.độ;

n_1, n_2, n_3 ... - số nguyên tử các nguyên tố tham gia vào hợp chất

c_1, c_2, c_3 ... - nhiệt dung riêng nguyên tử các nguyên tố, J/kg.ngtử.độ; được cho theo bảng 4.1

Bảng 4.1

Nguyên tố	Nhiệt dung riêng nguyên tử c_i J/kg.ng.tử.độ		Nguyên tố	Nhiệt dung riêng nguyên tử c_iJ/kg.ng.tử.độ	
	Trạng thái rắn	Trạng thái lỏng		trạng thái rắn	Trạng thái lỏng
C	7,5	11,7	F	20,95	29,3
H	9,6	18,0	P	22,6	31,0
B	11,3	19,7	S	22,6	31,0
Si	15,9	24,3	Các chất khác	26,0	33,5
O	16,8	25,1			

5a. Chế độ của hệ cô đặc chân không một nồi (Hình 4.1):

Các ký hiệu nhiệt độ và áp suất của hệ:

• Tại TBNT barômét: p_c, t_c;

• Tại buồng bốc (mặt thoáng dd): p_o, $t_{sdd(p_o)}$;

• Dung dịch sôi trong ống (trung bình): $p_o + \Delta p$: $t_{sdd(p_o + \Delta p)}$;

• Hơi đốt: T_D, p_D;

• Dung dịch vào (đầu): $t_đ$ (hay t'_1); $c_đ$;

• Dung dịch ra (cuối): $t_{cuối}$ (hay t''_1); c_c;

Tùy thuộc vào chỗ lấy dung dịch ra mà có thể là:

- Lấy ra ở mặt thoáng:

$$t''_1 = t_{sdd(p_o)}; \quad (4.13)$$

- Lấy ra ở khoảng giữa ống:

$$t''_1 = t_{ssd(p_o + \Delta p)} \quad (4.14)$$

- Lấy ra ở đáy thiết bị:

$$t''_1 = t_{sdd(p_o)} + 2\Delta'' = \quad (4.15)$$

$$= t_{sdm(p_o)} + \Delta' + 2\Delta'' \quad (4.16)$$

• Tương quan các nhiệt độ:

$$T_D > t''_1 > t_{sdd(p_1)} > t_{sdm} > t_c. \qquad (4.17)$$

5b. Tính và tra nhiệt độ và p:

• t_c - nhiệt độ hơi thứ trong TBNT barômét, là nhiệt độ sôi của nước nguyên chất ở p_c;

• $t_{sdd(p_o)}$ - nhiệt độ sôi của dd có nồng độ trung bình ở áp suất của buồng bốc (p_o);

• $t_{sdm(p_o)}$ - nhiệt độ sôi của dung môi ở áp suất p_o (mặt thoáng);

$\Delta' = t_{sdd(p_o)} - t_{sdm(p_o)}$: độ tăng phí điểm của dd.

$\Delta''' = t_{sdm(p_o)} - t_c$: tổn thất nhiệt độ trong ống dẫn hơi thứ.

$\Delta'' = t_{sdd(p_o+\Delta p)} - t_{sdd(p_o)}$: tổn thất nhiệt độ do cột thủy tỉnh.

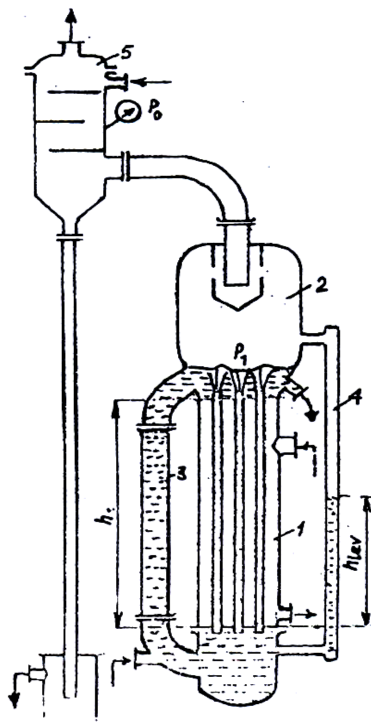
• Tổn thất áp suất $\Delta p'''$ trên đường ống dẫn hơi thứ tương ứng với tổn thất nhiệt độ Δ''' có thể được tính như sau:

$$\Delta p''' = \frac{\omega^2 . \rho}{2}\left(1 + \frac{\lambda L}{d_e} + \sum \xi\right); \qquad (4.18)$$

và $p_o = p_c + \Delta p'''$

• Thực tế có thể chọn $\Delta''' = 0,5 \div 1,5°C$.

• Trong các TB cô đặc liên tục (tuần hoàn tự nhiên hay cưỡng bức) thì nồng độ dung dịch sôi gần với nồng độ cuối (x_c), do đó Δ' lấy theo nồng độ cuối dung dịch.



Hình 4.1. Sơ đồ nguyên lý hệ cô đặc một nồi

• Trong các TB cô đặc gián đoạn từng mẻ, khi dung dịch đầu nhập TB 1 lần thì Δ' xác định theo nồng độ trung bình của dung dịch. (Tốt nhất là tính theo nhiều đoạn nồng độ dd).

• Trong bảng XXXVI cho nhiệt độ sôi các dung dịch muối trong nước ở áp suất thường và ở hình XIX giá trị Δ'.

• Nhiệt độ sôi của dung dịch trong TB cô đặc thay đổi theo độ cao trong ống.

Từ hình (4-1) áp suất ở lớp chất lỏng trung bình là:

$$p_{tb} = p_o + 0,5\rho_{hh} g H_{op} = p_o + \Delta p \qquad (4.19)$$

Với $\Delta p = 0,5\rho_{hh} g H_{op}$ - là độ tăng áp suất trong chất lỏng sôi ở độ sâu từ mặt thoáng;

$\rho_{hh} \approx \frac{1}{2}\rho_{dd}$; ρ_{dd} - Khối lượng riêng của dung dịch (tính theo nồng độ cuối ở nhiệt độ $t_{sdd(p_o+\Delta p)}$ không kể lẫn bọt hơi) (theo bảng IV).

• Độ tăng nhiệt độ sôi do cột thủy tĩnh Δ'' phụ thuộc vào độ tăng áp suất Δp và phụ thuộc chiều cao lớp chất lỏng sôi H_{op} (xác định theo kính quan sát chỉ mức). Chiều cao thích hợp của dung dịch trong nước sôi trong TB cô đặc tuần hoàn tự nhiên có thể tính theo công thức sau:

$$H_{op} = [0,26 + 0,0014(\rho_{dd} - \rho_{dm})] \cdot H_o \qquad (4.20)$$

Với: H_{op} - chiều cao thích hợp tính theo kính quan sát mực chất lỏng;

H_o - chiều cao phần làm việc của ống (chính là chiều cao ống truyền nhiệt);

ρ_{dm} - khối lượng riêng của dung môi tại nhiệt độ sôi t_{sdm} (bảng XXXIX cho đối với dung môi là nước).

6a. Trong hệ cô đặc một nồi:

• Tổng độ tăng nhiệt độ sôi là $\sum\Delta$

$$\sum\Delta = \Delta' + \Delta'' + \Delta''' \qquad (4.21)$$

+ Chênh lệch nhiệt độ tổng cộng (biểu kiến) giữa nhiệt độ hơi đốt (T_D) và nhiệt độ ngưng tụ hơi thứ (t_c) là:

$$\Delta T = T_D - t_c \qquad (4.22)$$

+ Chênh lệch giữa nhiệt độ hơi đốt (T_D) với nhiệt độ sôi trung bình của dung dịch ($t_{sdd(p_o+\Delta p)}$) được gọi là chênh lệch hữu ích:

$$\Delta t_{h.i} = \Delta T - \sum\Delta = T_D - t_{sdd(p_o+\Delta p)} \qquad (4.23)$$

+ Diện tích bề mặt truyền nhiệt của buồng đốt F xác định từ hệ thức cân bằng sau:

$$Q_\Sigma = kF\Delta t_{h.i} = (1-\varepsilon)Q_D = D(1-\varepsilon)(1-\varphi)(i''_D - C\theta) =$$
$$= G_d(c_c t''_1 - c_d t'_1) + w(i''_w - c_c t''_1) \pm Q_{cd} \qquad (4.24)$$

Vậy: $$F = \frac{(1-\varepsilon)(1-\varphi)(i''_D - C\theta)D}{k \cdot \Delta t_{h.i}}; \qquad (4.25)$$

hoặc $$F = \frac{G_d(c_c t''_1 - c_d t'_1) + w(i''_w - c_c t''_1) \pm Q_{cd}}{k \,.\, \Delta t_{h.i}} \quad (4.26)$$

hoặc $$F = \frac{G_d \bar{c}(t''_1 - t'_1) + w(i''_w - c_c t''_1) \pm Q_{cd}}{k \,.\, \Delta t_{h.i}} \quad (4.27)$$

(Trong đó $\bar{c}$ - nhiệt dung riêng trung bình của dung dịch).

6b. Trong hệ cô đặc nhiều nồi (n nồi):

Chênh lệch nhiệt độ biểu kiến ΔT của cả hệ được tính là:

$$\Delta T_{\sum} = T_D - t_C \quad (4.28)$$

Với: t_C - nhiệt độ ngưng tụ của hơi thứ của nồi cuối cùng trong TBNT.

- Còn tổng tổn thất nhiệt độ (hay là tổng độ tăng nhiệt độ sôi) của hệ là:

$$\sum_{i=1}^{n}\Delta_i = \sum_{i=1}^{n}\Delta'_i + \sum_{i=1}^{n}\Delta''_i + \sum_{i=1}^{n}\Delta'''_i \;; \quad (4.29)$$

$\Delta_i = \Delta'_i + \Delta''_i + \Delta'''_i$ - là tổng tổn thất nhiệt độ của nồi thứ i;

$\Delta'_i, \Delta''_i, \Delta'''_i$ - tổn thất nhiệt độ do nồng độ, do cột thủy tĩnh và do đường ống dẫn của nồi thứ i;

\+ Tổng chênh lệch nhiệt độ hữu ích ($\Delta t_{\sum}$) của hệ n nồi là:

$$\Delta t_{\Sigma} = \Delta T - \sum_{i=1}^{n}\Delta_i = \sum_{i=1}^{n}\Delta t_{h.i,i} \quad (4.30)$$

$\Delta t_{h.i,i}$ - chênh lệch nhiệt độ hữu ích của nồi thứ i (viết gọn là Δt_i).

- Sự phân bố nhiệt độ hữu ích của từng nồi (Δt_i) trong hệ nhiều nồi thường theo 3 mục tiêu sau:

a) Đạt điều kiện $\sum F_i$ minimum: thì Δt_i tỉ lệ thuận với $\sqrt{Q/k}$:

$$\Delta t_i = \frac{\sqrt{Q_i / k_i}}{\sum_{j=1}^{n}\sqrt{Q_j / k_j}} \,.\, \Delta t_{\Sigma} \quad (4.31)$$

b) Đạt điều kiện F_i const thì Δt_i tỉ lệ thuận với (Q/k):

$$\Delta t_i = \frac{Q_i / k_i}{\sum_{j=1}^{n} Q_j / k_j} \,.\, \Delta t_{\Sigma} \quad (4.32)$$

c) Đạt cùng lúc cả 2 điều kiện trên (tức F_i const và $\sum F_i$ min) thì:

$$\Delta t_i = \frac{\Delta t_{\Sigma}}{n} (\text{const}) \quad (4.33)$$

Với: Q_j, k_j - phụ tải nhiệt và hệ số truyền nhiệt tổng quát của buồng đốt các nồi.

Q_i, k_i - là của nồi thứ i đang xét.

7. Cường độ bốc hơi riêng W_F ($kg/m^2.h$) của buồng đốt từng nồi với áp suất p khác nhau tính gần đúng như sau (cho hệ cô đặc đường):

$$W_F = \frac{243{,}27 \, . \, p^{1{,}333} \, . \, x(1 - 1{,}2x)^{3{,}33}}{\left(601{,}17 - \dfrac{3816{,}14}{Ln\dfrac{117041{,}23}{p_{at}}}\right)^{0{,}38}} \, . \left(\frac{\Delta t_i}{1 + \varepsilon_2}\right)^{3{,}33} \qquad (4.34)$$

Với: x - nồng độ dung dịch sôi, phần đơn vị khối lượng;

p - áp suất làm việc (sôi), at;

$\varepsilon_2 = f(x)$ - hệ số hiệu chỉnh, phụ thuộc nồng độ dung dịch.

Dung dịch	Hệ số ε_2 theo nồng độ x (phần đơn vị khối lượng)							
	0,05	0,10	0,15	0,20	0,25	0,30	0,40	0,60
NaCl	-	-	3,17	2,97	2,93	2,88	-	-
$NaNO_3$	5,0	4,50	4,14	3,57	-	-	-	-
NaOH	4,55	4,52	-	3,99	-	3,70	3,17	-
Nước đường	-	-	4,20	4,15	4,12	4,0	-	1,97

8. Nhiệt hòa tan chất rắn, q_p (J/kg) với các chất có độ hòa tan không cao là:

$$q_p = \frac{8344 Ln\dfrac{C_1}{C_2}}{M\left(\dfrac{1}{T_2} - \dfrac{1}{T_1}\right)} \qquad (4.35)$$

Với: C_1, C_2 - độ hòa tan của nó ở nhiệt độ T_1 và T_2 (°K) tương ứng.

M - phân tử lượng chất tan, kg/kmol

9. Ẩn nhiệt hóa hơi (bốc hơi), r (J/kg) của các chất lỏng ở áp suất p có thể xác định theo công thức sau:

$$r_A = r_B \frac{M_B}{M_A}\left(\frac{T}{\theta}\right)^2 . \frac{d\theta}{dT}, \text{ j/kg} \qquad (4.36)$$

Với việc sử dụng qui luật tuyến tính cho phép tìm giá trị $\dfrac{d\theta}{dT}$.

Ở đây:

r_A, r_B - ẩn nhiệt hóa hơi của chất lỏng cần tìm (A) và của 1 chất làm chuẩn (B) ở cùng 1 áp suất p;

M_A, M_B - phân tử lượng của chất A và chất B, kg/kmol

T và θ - nhiệt độ sôi của chúng ở áp suất p, °K;

$d\theta$ và dT - các vi phân nhiệt độ sôi của chất chuẩn và của chất lỏng cần nghiên cứu (trên cơ sở qui luật tuyến, tính tỉ số các vi phân được thay bằng tỉ số các biến thiên nhiệt độ sôi ở 2 áp suất).

Đối với hexan, nhiệt hóa hơi theo nhiệt độ được cho ở hình XVIII.

+ Ẩn nhiệt hóa hơi của các chất lỏng không phân cực (J/kg) ở áp suất thường có thể xác định theo công thức Kischikôpski:

$$r = 8344\frac{T}{M}Ln(81,04T) \tag{4.37}$$

Với: T(°K) là nhiệt độ sôi của chất lỏng có phân tử lượng là M (kg/kmol)

10a. Chi phí nước ở TBNT vỏ-ống (kg/s) là:

$$G_n = \frac{W(i'' - i')}{C_n(t''_1 - t'_1)} \tag{4.38}$$

Với:

W - lượng hơi thứ ngưng tụ (kg/s) có nhiệt hàm lúc vào là i'' (J/kg) và lúc ra (đã ngưng hoàn toàn) là i' (J/kg).

t'_1, t''_1 - nhiệt độ vào và ra của nước làm nguội, °C,

C_n - nhiệt dung riêng trung bình của nước, j/kg.độ.

10b. Trong các TBNT kiểu trộn trực tiếp (như TBNT barômét) thì:

$$G_n = W\frac{i'' - c_n t''_1}{C_n(t''_1 - t'_1)} = \beta \,.\, W, \quad kg/s \quad \text{(W - lượng hơi thứ ngưng tụ)} \tag{4.39}$$

Với nhiệt độ cuối của nước ra từ TBNT barômét (t''_1) được lấy thấp hơn nhiệt độ ngưng tụ của hơi thứ (t_c) ít nhất cũng từ 3°C:

$$t''_1 = t_c - (3 \div 5), \text{°C}$$

11. Lượng không khí phải do bơm chân không rút từ TBNT barômét xác định theo công thức kinh nghiệm sau:

$$G_{KK} = 0,01W + 0,000025(W + G_n) = W[0,000025(1 + \beta) + 0,010] \tag{4.40}$$

12. Chiều cao ống barômét H_Σ (m) phụ thuộc vào độ chân không và vận tốc chảy của nước ω (m/s) như sau:

$$H_\Sigma = H_o + \Delta H + 0,5, \text{ m} \tag{4.41}$$

Với:

$$H_o = 10{,}33\frac{760 - p_o}{760}, \text{ m}; \quad (4.42)$$

$$\Delta H = \frac{\omega^2}{2g}\left(1 + \lambda\frac{H_o}{d} + 1{,}5\right) \approx \frac{\omega^2}{2g}\left(2{,}5 + \frac{H_o}{d}\right), \text{ m} \quad (4.43)$$

ω - vận tốc nước chảy trong ống barômét, m. (Thường cho phép $\omega \approx 0{,}1 \div 0{,}5$, m/s;)

λ - hệ số ma sát của ống (tra theo chế độ chảy Re);

d- đường kính ống xả barômét, m.

Nếu chọn $\omega = 0{,}5$ m/s thay vào công thức (4.43) để tính H_Σ thì ta có:

$$H_\Sigma = 10{,}33\left(1 - \frac{p_c}{B}\right)\left(1 + \frac{0{,}2525}{\sqrt{G_n + W}}\right) + 0{,}53, \text{ m}. \quad (4.44)$$

13. Số ngăn n trong TBNT barômét tính theo phương pháp Trênôbinski như sau:

$$n \approx 1 + \frac{34{,}4828}{\left(\frac{gd_e}{W_o^2}\right)^2 \cdot \left(\frac{H_1}{d_e}\right)^{0,7}}\log\frac{t_c - t'_1}{t_c - t''_1} = 1 + \frac{0{,}1557 \cdot W_o^4}{d_e^{1,3} \cdot H_1^{0,7}}\text{Ln}\frac{t_c - t'_1}{t_c - t''_1}, \quad (4.45)$$

Với: H_1 - khoảng cách trung bình giữa các ngăn (chọn sơ bộ), m;

W_o - vận tốc rơi ban đầu của giọt nước khỏi ngăn;

$W_o = G / \rho \cdot b \cdot h$; $G = G_n + \frac{1}{2}W$ - là lượng nước trung bình ở ngăn;

$d_e = \frac{2b\delta}{b + \delta}$ - đường kính tương đương của màng nước rơi;

b, δ - bề rộng và bề dày của màng nước rơi khỏi ngăn;

$\delta = G / b\rho\omega_{tb}$.

h - chiều cao lớp nước trên ngăn:

$$h = \left(\frac{G}{0{,}42\rho b\sqrt{2g}}\right)^{2/3} \approx 0{,}661\left(\frac{G}{\rho b}\right)^{2/3}; \quad (4.46)$$

ω_{tb} - vận tốc chảy trung bình của nước:

$$\omega_{tb} = \frac{W_o + \sqrt{W_o^2 + 2gH_1}}{2}; \quad (4.47)$$

t_C - nhiệt độ ngưng tụ của hơi thứ trong TBNT barômét.

14. Ẩn nhiệt kết tinh (nóng chảy) của các chất tính gần đúng như sau:

+ Đối với các chất hữu cơ:

$$r \approx 13,5\frac{T_{Kt}}{M}, \quad \text{Kcal/kg} \tag{4.48a}$$

+ Đối với chất vô cơ:

$$r \approx (5 \div 7)\frac{T_{Kt}}{M}, \quad \text{Kcal/kg} \tag{4.48b}$$

+ Đối với nguyên tố:

$$r \approx (2 \div 3)\frac{T_{Kt}}{M}, \quad \text{Kcal/kg} \tag{4.48c}$$

Với: T_{Kt} (°K) - nhiệt độ kết tinh;

M (kg/mol) - phân tử lượng chất kết tinh.

15. Cỡ kích thước chủ yếu (đa số) $D_{p.m}$ của các tinh thể trong magma sản phẩm của TB kết tinh kiểu khuấy trộn huyền phù - khuấy trộn sản phẩm là:

$$D_{p.m} = 3\,\theta\,\dot{D}_p; \tag{4.49}$$

Với: $\theta \equiv \dfrac{V_c}{q_m}$ - là thời gian xả hết dung dịch khỏi thiết bị kết tinh (TBKT) (nếu không nhập liệu mà xả với vận tốc điều hành bình thường q_m).

V_c - thể tích TBKT;

q_m - vận tốc dòng xả magma khỏi TBKT;

$\dot{D}_p$ - tốc độ tăng trưởng kích thước dài của tinh thể trong 1 đơn vị thời gian:

$$\dot{D}_p = \frac{2(x_s - x_o)k\lambda M_A}{\rho_s} = \frac{(x_s - x_o)A_p D_{p.m}}{3m \cdot \rho_s\left(\dfrac{1}{k_y} + \dfrac{1}{k_s}\right)}; \text{ m/s} \tag{4.50}$$

x_o, x_s - nồng độ (phần khối lượng) của chất tan trong dung dịch bão hòa và quá bão hòa ở cùng nhiệt độ kết tinh;

ρ_s - khối lượng riêng của chất rắn cấu tạo nên tinh thể (kể cả phần ngậm dung môi);

M_A - phân tử lượng của chất tạo nên tinh thể;

$$\lambda = \frac{A_p \cdot D_{p.m}}{6mM_A}; \tag{4.51}$$

A_p - diện tích bề mặt xung quanh của tinh thể có kích thước là D_{pm}; khối lượng của 1 tinh thể đó là m (tính bằng mol/hạt).

k_y - hệ số truyền khối của chất tan từ dung dịch đến bề mặt của tinh thể.

k_s - hệ số phản ứng trung bình của toàn bề mặt xung quanh của tinh thể:

$$k = \left(\frac{1}{k_y} + \frac{1}{k_s}\right)^{-1};\qquad (4.52)$$

16. Tổng khối lượng tất cả các tinh thể có kích thước từ D_1 đến D_2 trong magma sản phẩm là (ứng với x_1 và x_2):

$$m_{\Delta D} = a\rho_s V_c \dot{N}\theta^4 \dot{D}_p^3 \left[e^{-x_1}(x_1^3 + 3x_1^2 + 6x_1 + 6 - e^{-x_2}(x_2^3 + 3x_2^2 + 6x_2 + 6)\right]\qquad (4.53)$$

Với:

a - hệ số đặc trưng dạng hình học của hạt tinh thể:

$a = \frac{m \cdot M_A}{\rho_s \cdot D_p^3}$; $m \cdot M_A = a\rho_s D_p^3$ - là khối lượng trung bình của một hạt tinh thể cỡ D_p;

$x \equiv D_p / \theta \cdot \dot{D}_p = q_m \cdot D_p / V_c \cdot \dot{D}_p$ - độ dài không thứ nguyên (ứng với từng thời điểm);

$\dot{N}$ - tốc độ tạo mầm cần thiết trong 1 đơn vị thể tích magma sau 1 đơn vị thời gian, hạt/m^3.h, hạt/cm^3.s.

$$\dot{N} = \frac{4{,}5 \cdot C}{a\rho_s D_p^3};\quad x_{1(2)} = \frac{D_{1(2)}}{\theta \cdot \dot{D}_{p1(2)}}\ \text{(tương ứng)}\qquad (4.54)$$

C - vận tốc khối của quá trình kết tinh cần thiết của chất tan lên tinh thể, kg/h, g/s;

17. Tỉ lệ của khối lượng các tinh thể cỡ từ D_1 đến D_2 (tương ứng với x_1 và x_2) trong toàn bộ khối lượng tất cả các tinh thể đủ các cỡ đang tồn tại trong TBKT là:

$$p_m = \frac{m_{\Delta D}}{m_c} = e^{-x_1}\left(\frac{x_1^3}{6} + \frac{x_1^2}{2} + x_1 + 1\right) - e^{-x_2}\left(\frac{x_2^3}{6} + \frac{x_2^2}{2} + x_2 + 1\right);\qquad (4.55)$$

Với: x_1, x_2 - như trước;

m_c - tổng khối lượng toàn bộ các cỡ tinh thể:

$$m_c = 6\, a\rho_s\, V_c\, \dot{N}\, \theta^4\, \dot{D}_p^3\qquad (4.56)$$

18. Hệ số tách dung môi A (hiệu suất thu hồi cấu tử ra dạng tinh thể riêng biệt) của hệ 2 cấu tử có chất tan là B (có 1 σtecti):

$$\eta_{A1} = \frac{G'_A - \Delta G_B}{G_A} = \frac{(x_E - x_{d1})(1 - x_{KA})}{(x_E - x_{KA})(1 - x_{d1})} \le 1\ (\text{khi } x_{d1} < x_E)\qquad (4.57)$$

Và phần chất A còn lại trong dịch cái là:

$$\Delta G_A = G_{hh}(1 - x_E)\frac{x_{d1} - x_{KA}}{x_E - x_{KA}}\qquad (4.58)$$

Và tỉ lệ sót chất A trong dịch cái là:

$$\eta_{A1} = \frac{\Delta G_A}{G_A} = 1 - \eta_{A1} \qquad (4.59)$$

• Đây là trường hợp thường dùng khi cô đặc nước trái cây bằng phương pháp dùng lạnh đông.

Với: $G_{hh} = G_A + G_B$ - khối lượng của hỗn hợp hệ 2 cấu tử nhập liệu;

G_A, G_B - khối lượng của cấu tử A và B trong nhập liệu;

$x_{đ1(2)}$, x_E, $x_{KA(KB)}$ - tương ứng là tỉ lệ của cấu tử B trong nhập liệu, trong dung dịch otecti và trong tinh thể chất A (B) kết tinh ra. Chất B thành ra tạp chất trong tinh thể A và ngược lại chất A là tạp chất trong tinh thể B).

$G'_A G'_B$ - khối lượng các tinh thể A hay B được tách ra ở dạng tinh thể thô.

ΔG_A, ΔG_B - khối lượng của tạp chất A trong tinh thể B và chất B trong tinh thể A.

• Trường hợp dung dịch có nồng độ ban đầu đậm đặc hơn nồng độ otecti ($x_{đ1} > x_E$) thì khi kết tinh sẽ thu được chất tan B kết tinh ra với độ tinh khiết cao.

• Hiệu suất thu hồi chất B dưới dạng tinh thể là:

$$\eta_{B1} = \frac{G'_B - \Delta G_A}{G_B} = \frac{x_{KB}}{x_{đ2}} \cdot \frac{x_{đ2} - x_E}{x_{KB} - x_E}. \text{ (Khi } x_{đ2} > x_E) \qquad (4.60)$$

• Tỉ lệ chất B còn lại trong dung dịch là:

$$\eta'_{B1} = 1 - \eta_{B1} \qquad (4.61)$$

• Lượng chất A kết tinh dạng tinh thể thô là:

$$G'_A = G_{hh}\frac{x_E - x_{đ1}}{x_E - x_{KA}} \text{ (Khi } x_{đ1} < x_E) \qquad (4.62)$$

• Lượng chất B kết tinh dạng tinh thể thô là:

$$G'_B = G_{hh}\frac{x_{đ2} - x_E}{x_{KB} - x_E} \text{ (Khi } x_{đ2} < x_E) \qquad (4.63)$$

19. Trong các trường hợp quá trình kết tinh không tiến hành đến cùng thì dùng công thức xác định khối lượng các tinh thể thô thu được là:

$$G_{Kt} = \frac{G_đ(x_đ - x_c) + Wx_c}{x_t - x_c}, \text{ kg}; \qquad (4.64)$$

Với: $x_đ$, x_c - nồng độ chất tan trong dung dịch đầu và dịch cái còn lại sau khi kết tinh; phần đơn vị;

x_t - nồng độ chất tan khan trong tinh thể thô, phần đơn vị;

$G_đ$, W - khối lượng dung dịch đầu và lượng dung môi bốc hơi (kg).

• Nếu quá trình kết tinh không kèm theo bốc hơi dung môi thì:

$$G_{Kt} = \frac{G_đ(x_đ - x_c)}{x_t - x_c}, \text{ kg} \tag{4.65}$$

Lưu ý: Tinh thể "thô" là tinh thể có chứa chất tan khan kết tinh kèm theo 1 số lượng nhất định dung môi (do tinh thể ngậm dung môi) và 1 phần dung môi tự do. Cả 2 lượng dung môi đó có thể tách hoàn toàn bằng phương pháp sấy và nung, khi đó mới có thể đạt $x_t = 1$, còn nói chung thì $x_t < 1$.

20. Trong các TBKT chân không - đoạn nhiệt, khối lượng dung môi bốc hơi (W) đoạn nhiệt do hút chân không được tính theo công thức sau:

$$W = \frac{G_đ c_{tb} \delta T[100 - S(R-1)] + q_K R(100G_{B0} - SG_{A0})}{r[100 - S(R-1)] - RSq_K}, \quad \text{kg/h}; \tag{4.66}$$

Với:

G_{A0}, G_{B0} - khối lượng phần dung môi và chất tan trong nhập liệu, kg/h;

$$G_đ = G_{A0} + G_{B0};$$

c_{tb} - nhiệt dung riêng trung bình của dung dịch trong khoảng từ nhiệt độ đầu, ($t_đ$) đến nhiệt độ cuối t_c); $\delta T = t_đ - t_c$;

q_K - ẩn nhiệt kết tinh, Kcal/kg chất tan kết tinh;

S- độ hòa tan chất rắn ở nhiệt độ cuối t_c (tính theo số phần khối lượng chất rắn khan trên 100 phần khối lượng dung môi);

$$R = \frac{\text{Phân tử lượng chất rắn có ngậm dung môi}}{\text{Phân tử lượng chất rắn khan}}$$

r - ẩn nhiệt hóa hơi của dung môi ở áp suất làm việc của TB; $\frac{\text{Kcal}}{\text{kg}}$

BÀI TẬP KIỂM TRA

4.1 Tính lượng tiêu thụ riêng của hơi nước bão hòa khô khi làm bốc hơi nước ở áp suất khí quyển (1 ata) và ở áp suất 0,5 ata (chân không). Áp suất dư hơi đốt (hơi nước bão hòa) trong cả 2 trường hợp trên là 2 kg/cm^2. Tính cho trường hợp nhiệt độ nước vào TBBH:

a) Ở 15°C.

b) Ở nhiệt độ sôi.

4.2 Năng suất của 1 TBBH là 2650 kg/h (theo nhập liệu). Nồng độ ban đầu là 50 g/l nước, còn nồng độ cuối 295 g/l dung dịch - Khối lượng riêng của dung dịch cuối là 1189 kg/m^3. Hãy xác định năng suất của TB theo sản phẩm.

4.3 Năng suất của TB cô đặc sẽ biến đổi như thế nào nếu trên thành ống đun có 1 lớp bẩn (cáu) dày 0,5 mm (λ = 1,16 W/m.độ); cho biết hệ số truyền nhiệt của ống sạch là 1390 W/m^2.độ.

4.4 Cần nâng cao năng suất thiết bị cô đặc (dùng hơi đốt là hơi nước bão hòa có áp suất dư p = 1,5 kg/cm^2) từ 1200 lên 1900 kg/h (theo nhập liệu). TB làm việc ở áp suất khí quyển và nhiệt độ sôi của dung dịch TB là 105°C, nhập liệu ở nhiệt độ sôi. Xác định áp suất hơi đốt cần thiết cấp cho TB nếu xem tổn thất nhiệt bỏ qua, nồng độ dịch cuối và hệ số truyền nhiệt k không thay đổi.

4.5 Cần làm bốc hơi bao nhiêu nước khỏi 1500 kg dung dịch KCl để nâng nồng độ của nó từ 8% lên 30% (khối lượng)?

4.6 Cần làm bốc hơi bao nhiêu nước từ 1 m^3 H_2SO_4 có khối lượng riêng 1560 kg/m^3 (nồng độ 65,2% khối lượng) để đạt loại axit có khối lượng riêng 1840 kg/m^3 (98,7% khối lượng)? Và thể tích của axit đặc là bao nhiêu?

4.7 Một dung dịch $(NH_4)_2SO_4$ loãng có nồng độ 8% khối lượng, nhiệt dung riêng là 3800 J/kg độ, lưu lượng nhập liệu vào TB cô đặc ở p thường là 1,4 t/h, ở nhiệt độ 18°C, cần phải cô đặc lên đến 32% khối lượng và tháo ra khỏi thiết bị ở 108°C. Lưu lượng hơi đốt (là hơi nước bão hòa ở áp suất dư là 2 kg/cm^2) là 1450 kg/h, độ ẩm của hơi đốt là 4,5 %. Hãy xác định tỉ lệ tổn thất nhiệt của TB ra môi trường xung quanh?

4.8 Dung dịch gồm 0,7 m^3 H_2SO_4 (100%), 400 kg $CuSO_4 . 5H_2O$ và 1,4 m^3 nước. Hãy xác định:

a) Nhiệt dung riêng của dung dịch.

b) Chi phí hơi đốt (là hơi nước bão hòa khô ở áp suất tuyệt đối là 2 kg/cm^2) cần thiết để đun nóng dung dịch từ 12° lên 58°C. Tổng tổn thất trong thời gian đun nóng là 25.100 kJ. Nhiệt dung riêng của axit và muối đông tính theo công thức (4.12).

4.9 Dung dịch xút nhập liệu vào TB cô đặc (làm việc ở áp suất khí quyển) có nồng độ ban đầu là 8% khối lượng, nhiệt độ 15°C, lưu lượng 2,69 t/h. Nhiệt độ sản phẩm (tháo liệu) là 103°C, nhiệt độ sôi trung bình trong TB là 105°C. Áp suất dư của hơi đốt là 2 kg/cm^2. Bề mặt truyền nhiệt của buồng đốt có hệ số truyền nhiệt k = 100 W/m^2.độ, diện tích F = 52 m^2. Tổn thất nhiệt ra môi trường xung quanh là 110 kW. Hãy xác định:

a) Nồng độ cuối của dung dịch?

b) Chi phí hơi đốt (có độ ẩm là 5%)?

4.10. Một TB cô đặc có diện tích truyền nhiệt của buồng đốt là 30 m^2 để cô đặc dung dịch KCl từ 9,5% lên 26,5% (khối lượng) dùng hơi đốt có áp suất dư là 2 kg/cm^2. Nhập liệu ở 18°C. Năng suất theo nhập liệu của TB ban đầu là 900 kg/h, sau 1 thời gian giảm xuống còn 500 kg/h do đóng 1 lớp cặn (có hệ số dẫn nhiệt λ = 1,4 W/m độ). Hãy xác định bề dày lớp cặn nếu bỏ qua tổn thất nhiệt ra xung quanh?

4.11 Cũng điều kiện như ở trên đề bài 4.7. Hãy xác định chi phí năng lượng để rút hơi thứ bằng bơm chân không và rút nước ngưng bằng bơm nước? (nếu độ chân không trong TB là 0,95 kg/cm^2).

4.12 Nhập liệu vào 1 hệ cô đặc liên tục ở áp suất khí quyển là 1 dung dịch 12,5 % (khối lượng) $(NH_4)_2SO_4$ để cô đặc lên tới 30,6% (KL). Sản phẩm thu được là 800 kg/h. Nhiệt

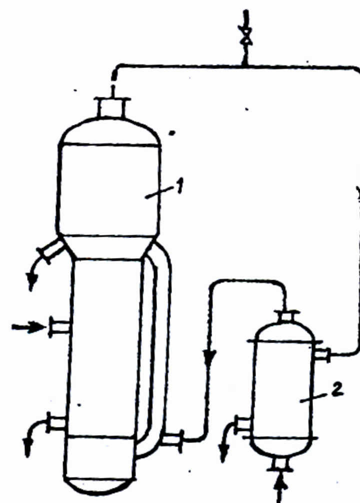
liệu được gia nhiệt sơ bộ từ 24° lên 80°C bằng 1 thiết bị gia nhiệt và nhờ 1 phần hơi thứ, còn phần hơi thứ dư E đưa đi sử dụng cho nhu cầu sản xuất (Hình 4.2). Tổn thất nhiệt tính bằng 6% của tổng nhiệt lượng do hơi đốt cung cấp.

Cho Δ''' = 1°K; Δ'' = 2°K. Hãy xác định:

a) Chi phí hơi đốt (là hơi nước bão hòa có áp suất dư 2 kg/cm^2, độ ẩm 5%)?

b) Lượng hơi phụ E còn dư để dùng cho các nhu cầu khác?

c) Diện tích bề mặt truyền nhiệt cần thiết của bộ gia nhiệt sơ bộ (cho hệ số truyền nhiệt là k = 700 W/m^2độ) là bao nhiêu?



Hình 4,2 (của bài 4.12)

4.13 TB cô đặc chân không (Hình 4.1) có hệ số truyền nhiệt của buồng đốt là 950 W/m^2độ, đốt bằng hơi nước bão hòa khô có áp suất dư là 1 kg/cm^2, áp suất tuyệt đối ở lớp trung bình chất lỏng sôi là 0,4 kg/cm^2, dùng để cô đặc dung dịch nitrat amôn từ 8% (KL) lên 42,5% (KL), nhập liệu 10 t/h ở nhiệt độ 74°C. Tổn thất nhiệt là 3% tổng nhiệt cung cấp. Hãy xác định diện tích bề mặt truyền nhiệt cần thiết. (cho Δ'' = 6,1°K)

4.14 Theo số liệu của bài (4.13), hãy xác định áp suất tuyệt đối trong TB ngưng tụ barômét nếu Δ''' = 1°K?

4.15 Hãy xác định chi phí hơi đốt cần thiết (là hơi nước bão hòa có áp suất dư 2 kg/cm^2, độ ẩm 5%) và diện tích bề mặt truyền nhiệt cần thiết cho một TB cô đặc dung dịch $(NH_4)_2SO_4$ từ 7 % (KL) lên 24 % (KL) ở áp suất khí quyển. Nhập liệu 2200 kg/h, ở nhiệt độ 19°C. Cho biết:

+ Tổn thất nhiệt là 5% của nhiệt đun nóng và nhiệt bốc hơi.

+ Hệ số truyền nhiệt k = 1100 W/m^2.độ; Δ' = 3,5°K; Δ'' = 3°K; Δ''' = 1°K

4.16 Năng suất của TB cô đặc sẽ thay đổi như thế nào nếu TB chuyển chế độ làm việc từ áp suất thường (đốt nóng bằng hơi nước bão hòa có áp suất dư 1,2 kg/m^2) sang làm việc ở độ chân không 0,7 kg/cm^2 (đốt nóng bằng hơi nước bão hòa có áp suất dư là 0,6 kg/cm^2)? Cho biết:

+ Trong cả 2 trường hợp: Δ', Δ'' và Δ''' đều như nhau; nhập liệu ở nhiệt độ sôi trung bình của dung dịch; hệ số truyền nhiệt không đổi và bỏ qua tổn thất nhiệt?

4.17 Hãy xác định năng suất (theo nhập liệu) của 1 TB cô đặc làm việc ở áp suất 0,4 kg/cm^2, buồng đốt có diện tích 40 m^2, hệ số truyền nhiệt k = 700 W/m^2.độ, đốt bằng hơi nước bão hòa có áp suất tuyệt đối là 2,9 kg/cm^2 để cô đặc 1 dung dịch từ 14% (KL) lên 30% (KL) cho biết:

+ Nhập liệu ở nhiệt độ sôi của dung dịch loãng:

+ Chênh lệch nhiệt độ hữu ích $\Delta t_{h.i} = 11,2°K$

+ $\Delta'' = 3°K$

+ Bỏ qua tổn thất nhiệt ra xung quanh.

4.18 Hãy xác định chi phí hơi đốt (là hơi nước bão hòa khô ở áp suất tuyệt đối 2 kg/cm^2) và diện tích bề mặt truyền nhiệt cần thiết của buồng đốt của TB cô đặc xút năng suất 1600 kg/h (theo nhập liệu) dung dịch từ 10% (KL) lên 40% (KL), ở áp suất khí quyển (1 kg/cm^2), nhập liệu ở nhiệt độ 30°C. Cho biết:

+ $\Delta'' = 4°K$, $\Delta''' = 1,5°K$

+ Hệ số truyền nhiệt của buồng đốt là 900 W/m^{2}độ,

+ Tổn thất nhiệt là 5% tổng nhiệt cung cấp

4.19 TB cô đặc chân không làm việc ở áp suất chân không 0,2 kg/cm^2 để cô đặc dung dịch KOH từ 8% (KL) lên 36 % (KL), nhập liệu 1500 kg/h. Nước ngưng tụ có nhiệt độ vào là 15°C, ra 35°C. Hãy xác định lượng nước cung cấp:

a) Cho TB ngưng tụ barômét.

b) Cho TB ngưng tụ kiểu vỏ-ống (nhiệt độ nước ngưng tụ thoát ra thấp hơn nhiệt độ ngưng tụ là 5°).

4.20 Hãy xác định năng suất (theo nhập liệu và theo sản phẩm) của 1 TB cô đặc dùng để cô đặc dung dịch NH_4OH từ 13% (KL) lên 38% (KL), ở áp suất chân không trong TB ngưng tụ barômét là 600 mmHg. Chi phí nước ngưng tụ là 40 m^3/h, nước đun nóng từ 14° lên 30°C. Cho biết:

+ Áp suất khí quyển 747 mmHg;

+ Bỏ qua tổn thất nhiệt độ.

4.21 Hãy xác định nhiệt độ ra của nước từ TB ngưng tụ barômét (nhiệt độ nước vào là 12°C, lưu lượng 38,6 m^3/h) của 1 TB cô đặc làm việc ở chân không 0,7 kg/cm^2, nhập liệu 2,4 t/h, cô đặc từ 12 % (KL) lên 32% (KL)? (bỏ qua trở lực trên đường ống dẫn hơi thứ và tổn thất nhiệt độ).

4.22 Trong 1 hệ thống cô đặc 3 nồi xuôi chiều tiến hành cô đặc 1 dung dịch từ 9 % (KL) lên 43 % (KL), nhập liệu 1300 kg/h. Hãy tính nồng độ dung dịch ra từ các nồi nếu cho rằng lượng hơi thứ của nồi sau hơn nồi trước 10%.

4.23 Cần phải có mấy (số tối đa) nồi cho hệ cô đặc nhiều nồi dùng hơi đốt có áp suất dư 2,3 kg/cm^2 cho nồi đầu và áp suất trong TB ngưng tụ là 147 mmHg. Tổng tổn thất nhiệt độ $\sum\Delta_i = 41°K$ và chênh lệch nhiệt độ hữu ích ở mỗi nồi không dưới 8°.

4.24 Trong hệ thống cô đặc 2 nồi xuôi chiều tiến hành cô đặc 1000 kg/h dung dịch $NaNO_3$ từ 10% (KL) lên 15% (KL) sau nồi 1, và 30% (KL) sau nồi 2. Nhiệt độ dung dịch sau nồi 1 là 103°C, sau nồi 2 là 90°C. Hãy xác định khối lượng nước tự bốc hơi trong nồi 2 và tỉ lệ lượng nước tự bốc hơi so với hơi thứ của nồi đó?

4.25 Trong 1 hệ thống cô đặc 2 nồi xuôi chiều, cô đặc dung dịch $MgCl_2$, nhập liệu 1000

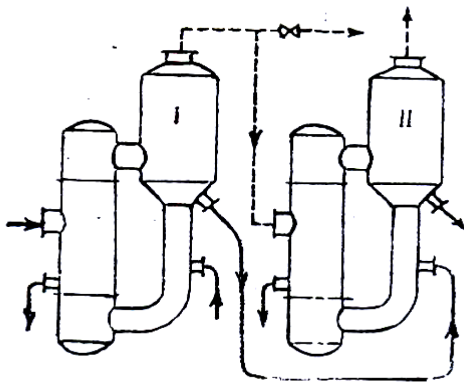
kg/h, từ nồng độ 8 % (KL) lên 12 % (KL) sau nồi 1, làm việc ở áp suất nồi 1 là 1 kg/cm^2, nồi 2 là 0,3 kg/cm^2. Nhiệt độ cuối cùng của dung dịch sau nồi 1 là 104°C, sau nồi 2 là 77°C. Hãy xác định nồng độ dung dịch sau nồi 2. Nếu cho rằng dùng toàn bộ hơi thứ của nồi đầu để đun nóng nồi 2 (không lấy hơi phụ ra), bỏ qua tổn thất nhiệt?

4.26 Trong 1 hệ thống cô đặc 2 nồi xuôi chiều để cô đặc dung dịch (Na_2CO_3) áp suất làm việc ở nồi 1 là 1 kg/cm^2, ở nồi 2 là 0,6 kg/cm^2. Không có tách hơi phụ, dung dịch từ nồi 1 nhập vào nồi 2 với lưu lượng 500 kg/h, nồng độ 16% (KL), nhiệt độ 103°C. Sau nồi 2 dung dịch có nhiệt độ là 80°C, nồng độ 28 % (KL) được đưa qua 1 TB trao đổi nhiệt để gia nhiệt cho dung dịch loãng nhập vào nồi 1 có nhiệt độ đầu là 25°C; Bỏ qua tổn thất nhiệt và tổn thất nhiệt độ. Hãy xác định:

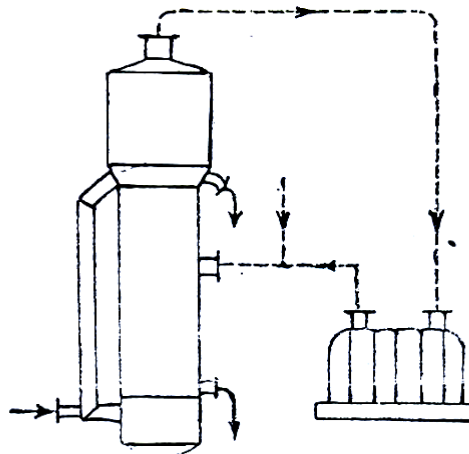
+ Nồng độ đầu của dung dịch đưa vào hệ cô đặc;
+ Biến thiên nhiệt độ của dung dịch loãng trong TB gia nhiệt nếu nhiệt độ của dung dịch đặc sau TB gia nhiệt là 32°C.
+ Chi phí hơi đốt D_1 (ở áp suất dư 2 kg/cm^2, độ ẩm 5 %)

Cho nhiệt dung riêng trung bình của dung dịch đặc là $3{,}35 \cdot 10^3$ J/kg.độ

4.27 Trong một hệ thống cô đặc 2 nồi xuôi chiều dùng để cô đặc dung dịch $CaCl_2$, áp suất tuyệt đối của hơi thứ từ nồi 1 là 1 kg/cm^2, từ nồi 2 là 0,3 kg/cm^2, dung dịch nhập liệu 1000 kg/h, cô từ 8 % (KL) lên 30 % (KL), nhiệt độ dung dịch sau nồi 1 là 104°C, sau nồi 2 là 78°C. Trong nồi 1 tạo 400 kg/h hơi thứ, một phần dùng đốt cho nồi 2, 1 phần lấy ra làm hơi phụ cho các nhu cầu khác. (Hình 4.3). Hãy xác định lượng hơi phụ có thể lấy đi nếu cho rằng tổn thất nhiệt không đáng kể.



Hình 4.3 (của bài 4.27 Hệ 2 nồi)



Hình 4.4 (của bài 4.28 có bơm nhiệt)

4.28 Trong một TB cô đặc làm việc có bơm nhiệt (hình 4.4) tiến hành cô đặc 1 dung dịch từ 5 % (KL) lên 15 % (KL), nhập liệu ở nhiệt độ 70°C, sản phẩm thu được là 550 kg/h. Máy nén hơi thứ từ 1 kg/cm^2 lên 2 kg/cm^2. Hãy xác định:

+ Lượng hơi đốt bổ sung (hơi nước bão hòa khô, áp suất dư 2 kg/cm²)

+ Công suất cần thiết của máy nén, nếu hiệu suất là 0,72

Cho biết:

+ Tổn thất nhiệt độ Δ' = 2,5°K; bỏ qua tổn thất Δ'' và Δ'''

+ Tổn thất nhiệt là 5 % tổng nhiệt lượng đun nóng và bốc hơi;

4.29 Cần phải làm lạnh dung dịch KNO_3 40 % (KL) đến bao nhiêu độ để sau khi làm lạnh và tách tinh thể thì dịch cái có nồng độ còn bằng $\frac{1}{2}$ nồng độ ban đầu?

4.30 Có bao nhiêu kg tinh thể tách ra được khi làm lạnh 4200 kg dung dịch xô đa từ 30°C xuống 15°C (dung dịch chứa 2,5 mol xô đa trong 1000 g nước). Xô đa kết tinh dạng $Na_2CO_3 . 10H_2O$.

4.31 Hãy xác định diện tích bề mặt TN cần thiết của TB kết tinh ngược chiều, trong đó người ta tiến hành làm lạnh 10000 kg/h dung dịch $(NH_4)_2SO_4$ từ 85°C xuống 35°C, nồng độ dung dịch là 7,0 mol $(NH_4)_2SO_4$ trong 1000 g nước bằng nước có nhiệt độ ban đầu là 13°C, cuối là 24°C; nước bốc hơi 5 % so với dung dịch ban đầu. Hệ số truyền nhiệt là 127 W/m².độ. Tính chi phí nước?

CÁC THÍ DỤ

Thí dụ 4.1: Nồng độ ban đầu của dung dịch NaOH là 79 g trong 1 lít nước. Khối lượng riêng của dung dịch đã cô đặc là 1,555 g/cm³ ở 30°C, tương ứng với nồng độ dung dịch là 840 g/l. Hãy xác định lượng nước đã bốc hơi trên 1 tấn dung dịch ban đầu?

Giải:

Nồng độ khối lượng của chất tan trong dung dịch đầu là:

$$x_đ = \frac{79}{1000 + 79} = 0,0733$$

Nồng độ của dung dịch cuối (sau cô đặc) là:

$$x_c = \frac{840}{1555} = 0,54$$

Lượng nước đã bốc hơi từ 1T dung dịch ban đầu là:

$$W = G_đ\left(1 - \frac{x_đ}{x_c}\right) = 1000\left(1 - \frac{0,0733}{0,54}\right) = 865 \text{ kg}$$

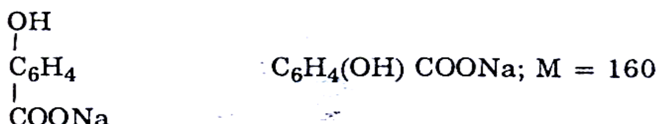
Thí dụ 4.2: Hãy xác định nhiệt dung riêng của dung dịch salicilat natri 25%.

Giải:

Vì nồng độ dung dịch x > 0,2 nên sử dụng công thức (4.11). Trước tiên ta phải xác định nhiệt dung riêng của salicilat natri khan (c_1) theo (4.12), dùng số liệu ở bảng (4.1).

Ta có:

Công thức hóa học của muối salicilat natri là:



$$C = \frac{7{,}5\,.\,7 + 9{,}6\,.\,5 + 16{,}8\,.\,3 + 26\,.\,1}{160} = 1{,}11 \text{ kJ/kg.K}$$

Vậy nhiệt dung riêng của dung dịch 25% salicilat natri theo (4.11) là:

$$c = 4190\,.\,(1 - x) + c_1x =$$

$$= 4190\,.\,0{,}75 + 1110\,.\,0{,}25 = 3420 \text{ J/kg độ} \quad (0{,}8162 \text{ kcal/kg độ})$$

Thí dụ 4.3: Dùng qui tắc tuyến tính hãy xác định ẩn nhiệt hóa hơi của anilin ở áp suất 0,2 kg/cm^2.

Giải:

Sử dụng công thức (4-8) và (4-8') - *Giáo trình Quá trình và thiết bị công nghệ hóa học - tập 5*, lấy chất chuẩn là hexan. Nhiệt độ sôi của anilin ở p = 0,2 kg/cm^2 là 130°C, cùng ở áp suất ấy hexan sôi ở 24,5°C và có ẩn nhiệt hóa hơi là $r = 366\,.\,10^3$ J/kg (Hình XVIII).

Vì quan hệ giữa T và θ (ở cùng p idem) là đường thẳng, nên $d\theta/dT$ là 1 đại lượng không đổi. Do đó:

$$\frac{d\theta}{dT} = \frac{1}{K} = \frac{1}{1{,}21} = 0{,}826$$

Thay các giá trị này vào công thức (4.36) ta có:

$$r_A = r_B\frac{M_B}{M_A}\left(\frac{T}{\theta}\right)^2 \cdot \frac{d\theta}{dT} = 366\,.\,10^3\frac{86}{93}\left(\frac{273 + 130}{273 + 24{,}5}\right)^2 \cdot 0{,}826 = 515.000 \text{ J/kg}$$

(Hay 123 Kcal/kg)

- Nếu chất chuẩn là nước thì ta được như sau:

Đối với nước ở p = 0,2 ata, nhiệt độ sôi bằng 59,7°C, ẩn nhiệt hóa hơi $r = 2358\,.\,10^3$ J/kg (Bảng LVII) tức bằng 562,7 Kcal/kg. Tỉ số $d\theta/dT$ tìm theo biểu đồ ở hình XV là tang góc nghiêng của đường 12.

$$\frac{d\theta}{dT} = \frac{110 - 20}{500 - 80} = 0{,}75$$

Thay vào công thức (4.36) ta có:

$$r_a = 2358\,.\,103\,.\,\frac{18}{93}\,.\left(\frac{403}{333}\right)^2 .\,0{,}75 = 503.000 \text{ J/kg}$$

Thí dụ 4.4: Hãy xác định chi phí hơi đốt là hơi nước bão hòa dùng trong hệ cô đặc 1 nồi để cô đặc liên tục dung dịch xút. Nhập liệu dung dịch 2t/h với nồng độ đầu 14,1% (khối

lượng), nồng độ cuối 24,1% (khối lượng). Nhiệt độ hơi đốt 150°C, nước ngưng ra ở trạng thá bão hòa. Hơi thứ có áp suất bằng áp suất khí quyển. Tổn thất nhiệt của TB là 58000 W.

Tiến hành tính cho trường hợp:

a) Nhập liệu có nhiệt độ ban đầu 20°C;

b) Nhập liệu có nhiệt độ ban đầu bằng nhiệt độ sôi trong TB;

c) Nhập liệu có nhiệt độ 130°C.

Giải:

Vì hơi thứ trong TB có áp suất 1 ata nên nhiệt độ cuối của dung dịch đi ra khỏi thiết bị là 111°C (Bảng XXXVI).

a) Nhiệt lượng truyền từ hơi đốt đến dung dịch sôi, theo (4-24) là:

$$Q = G_d\overline{C}(t''_1 - t'_1) + W(i''_W - C_c t''_1) \pm Q_{cd}$$

Đối với cả 3 phương án tính toán thì các số hạng thứ 2 và 3 đều không đổi.

• *Số hạng thứ nhất:* Trước tiên phải xác định nhiệt dung riêng ban đầu (C_d) của dung dịch.

Nhiệt dung riêng của NaOH khan theo công thức (4.12) là:

$$C_1 = \frac{16{,}8 + 9{,}6 + 26{,}0}{40} = 1{,}31 \text{ kJ/kg độ}$$

Vậy nhiệt dung riêng của dung dịch NaOH 14,1 % khi nhập liệu là:

$$C_d = 1{,}31 \,.\, 10^3 \,.\, 0{,}141 + 4{,}19 \,.\, 10^3 \,.\, 0{,}859 = 3780 \text{ j/kg độ}$$

(Hay 0,903 Kcal/kg.độ)

- Nhiệt dung riêng của dung dịch NaOH 24,1% (KL) là:

$$C_c = 1{,}31 \,.\, 10^3 \,.\, 0{,}241 + 4{,}190 \,.\, 10^3 \,.\, 0{,}759 = 3495{,}9 \text{j/kg.độ} \ (\approx 3{,}5 \text{ kj/kg.độ})$$

hay 0,8343 Kcal/ kg. độ.

- Nhiệt dung riêng trung bình của dung dịch là:

$$\overline{C} = \frac{3780 + 3495{,}9}{2} = 3637{,}95 \text{j/kg.độ}$$

Vậy số hạng thứ nhất (là nhiệt lượng đun nóng dung dịch nhập liệu) là:

a) Khi nhập liệu ở 20°C:

$$Q_{dn} = \frac{2000 \,.\, 3{,}78 \,.\, 10^3}{3600}(111 - 20) = 195000 \text{ W}$$

b) Khi nhập liệu bằng nhiệt độ sôi:

$$Q_{dn} = 0$$

c) Khi nhập liệu ở 130°C:

$$Q_{dn} = \frac{1000 \,.\, 3{,}78 \,.\, 10^3}{3600}(111 - 130) = -35.700 \text{ W}$$

• *Số hạng thứ 2:*

$$Q_W = W(i''_W - c_c t_c) = \frac{829}{3600}(2677 - 3{,}5 \,.\, 111) = 527 \text{ kW}$$

Với:

$$W = G_đ\left(1 - \frac{x_đ}{x_c}\right) = 2000\left(1 - \frac{0{,}141}{0{,}241}\right) = 829 \text{ kg/h}$$

i''_w = 2677 kJ/kg - nhiệt hàm của hơi nước ở áp suất tuyệt đối 1 kg/cm^2.

• *Số hạng thứ 3*: $Q_{cđ}$.

- Tính chi phí nhiệt cô đặc (khử nước) của NaOH để xác định tỉ lệ của lượng nhiệt này trong tổng cân bằng nhiệt của TB cô đặc.

Theo *"Sổ tay các đại lượng hóa lý của Bộ Bách Khoa toàn thư về kỹ thuật"* (Tập VII) ta có nhiệt tạo thành NaOH trong dung dịch ứng với n mol nước trên 1 mol NaOH là:

n, mol	3	5	7	9	13,5
q, kJ/mol	456,6	465,5	469,1	469,5	70,23

• Tính số mol nước ứng với 1 mol NaOH:

+ Dung dịch đầu:

- Số mol NaOH trong 1 kg dung dịch: $N_B = \frac{141}{40} = 3{,}52$ mol

- Số mol nước trong 1 kg dung dịch: $N_A = \frac{1000 - 141}{18} = 47{,}7$ mol

- Số mol nước trên 1 mol NaOH: $n_đ = \frac{47{,}7}{3{,}52} = 13{,}5$

+ Dung dịch cuối:

- Số mol NaOH trong 1 kg dung dịch: $N_B = \frac{241}{40} = 6{,}02$ mol

- Số mol nước trong 1 kg dung dịch: $N_A = \frac{1000 - 241}{18} = 42{,}1$ mol

- Số mol nước trên 1 mol NaOH: $n_c = \frac{42{,}1}{6{,}02} = 7{,}0$

Do đó nhiệt khử nước là: $q_{cđ} = 470{,}23 - 469{,}1 = 1{,}13$ kJ/mol NaOH

• Tổng nhiệt lượng khử nước là:

$$Q_{cđ} = \frac{N_B \cdot G_đ \cdot q_{cđ}}{3600} = \frac{3{,}52 \,.\, 2000 \,.\, 1130}{3600} = 2220 \text{ W}$$

• Lập bảng tổng kê nhiệt lượng (W) của TB cô đặc ở 3 phương án (Bảng 4.3).

Bảng 4.3

TT	Hạng mục chi phí nhiệt (W)	Các phương án tính		
		a)	b)	c)
1	Cho bốc hơi nước, Q_W	508000	508000	5080000
2	Cho khử nước, Q_{cd}	2220	2220	2220
3	Do tổn thất, Q_t (ε%)	58000 (7,6%)	58000 (10,2%)	58000 (10,9%)
4	Cho đun nóng, Q_{dn}	195000	0	−35700
	Cộng	763220	568220	532520

Nhận xét:

- Theo Bảng 4.3 thì nhiệt khử nước (Q_{cd}) quá nhỏ có thể bỏ qua (tối đa 0,4%).

- Xác định chi phí hơi đốt (G_D):

- Theo bảng LVI ta có các thông số của hơi đốt là (ở T_D = 150°C, p = 4,85 ata)

$$i'' = 2753 \,.\, 10^3 \text{ J/kg}; \quad c = 4,32 \,.\, 10^3 \text{ J/kg};$$

• Do đó, theo công thức (4.6) chi phí hơi đốt cho các phương án (nếu hơi bão hòa khô)

$$\text{a) } D_a = \frac{Q_{dn} + Q_w + Q_{cd}}{(1-\varepsilon)(i''_D - c\theta)} = \frac{705 \,.\, 220}{(1 - 0,076)(2753 - 4,32 \,.\, 150) \,.\, 10^3}$$

$$= 0,3626 \text{ kg/s (hay 1305 kg/h)}.$$

$$\text{b) } D_b = \frac{510 \,.\, 220}{(1 - 0,102) \,.\, 2105 \,.\, 10^3} = 0,270 \text{ kg/s (hay 972 kg/h)}$$

$$\text{c) } D_c = \frac{474520}{(1 - 0,109)2105 \,.\, 10^3} = 0,2530 \text{ kg/s (hay 910 kg/h)}$$

• Trường hợp hơi bão hòa ẩm với độ ẩm φ = 5% thì ta có:

$$\text{a) } D_a = \frac{705 \,.\, 220}{(1 - 0,076)(1 - 0,05) \,.\, 2105 \,.\, 10^3} = 0,3817 \text{ kg/s (hay 1374 kg/h)}$$

$$\text{b) } D_b = \frac{510 \,.\, 220}{(1 - 0,102)(1 - 0,05) \,.\, 2105 \,.\, 10^3} = 0,284 \text{ kg/s (1023 kg/h)}$$

$$\text{c) } D_c = \frac{474520}{(1 - 0,109)(1 - 0,05) \,.\, 2105 \,.\, 10^3} = 0,266 \text{ kg/s (958 kg/h)}$$

Thí dụ 4.5: Nhập 20 tấn dung dịch loãng nồng độ x_d = 5% khối lượng, ở nhiệt độ đầu 20°C vào 1 thiết bị cô đặc chân không làm việc gián đoạn có diện tích bề mặt đun nóng 40 m^2, áp suất tuyệt đối của hơi trong TB là 0,15 kg/cm^2 để cô đặc đến nồng độ 50% khối

lượng. Nhiệt độ sôi và hệ số truyền nhiệt tổng quát trong TB được cho theo bảng sau: Nhiệt độ hơi bão hòa trong TB là 53.6°C.

Bảng 4-4

Nồng độ x, % KL	5	10	20	30	40	50
Nhiệt độ sôi $t_{sdd} = t_{sdm} + \Delta\Sigma$	55	56	60	67	76	95
Hệ số truyền nhiệt k, W/m^2.độ	2150	1740	1130	740	490	280

Hệ số truyền nhiệt của giai đoạn gia nhiệt dung dịch loãng đến nhiệt độ sôi là k = 350 W/m^2 độ. Nhiệt độ của hơi đốt (hơi nước bão hòa) là 120°C.

Hãy xác định chi phí hơi đốt (có độ ẩm 5%) và thời gian cô đặc?

Giải:

+ Lượng hơi thứ bốc lên:

$$W = G_d\left(1 - \frac{x_d}{x_c}\right) = 20.000\left(1 - \frac{5}{50}\right) = 18.000\,kg$$

+ *Giai đoạn 1:* Đun nóng dung dịch từ 20°C lên đến 55°C (không kể tổn thất nhiệt ra môi trường xung quanh):

$G_{dn} = G_d c_d(t_s - t_d) = 20.000 \;.\; 4,19 \;.\; 0,95(55 - 20) = 2.790.000$ kJ (hay 665.000 kcal)

Với: 0,95 . 4,19 - là nhiệt dung riêng của dung dịch đầu 5%, kJ/kg độ.

• Chi phí hơi đốt của giai đoạn 1 (có kể đến tổn thất ra môi trường xung quanh là 3%):

$$G_{D1} = \frac{Q_{dn} \,.\, 1,03}{r_D \,.\, 0,95} = \frac{2790000 \,.\, 1,03}{2207 \,.\, 0,95} = 1370\,kg.$$

Với: r_D = 2207 kJ/kg - là ẩn nhiệt ngưng tụ của hơi nước bão hòa ở 120°C

(hay 526,7 $\frac{kcal}{kg}$)

0,95 - là độ khô của hơi đốt (tức độ ẩm $\varphi = 1 - 0,95 = 0,05$);

• Thời gian của giai đoạn 1 (đun nóng đến 55°C)

$$\tau_1 = \frac{Q_{dn}}{k_1 \Delta t_1 F} = \frac{2.790.000 \,.\, 10^3}{350 \,.\, 82,5 \,.\, 40} = 2416\,s\;(40'27'')$$

Với: Δt_1 - chênh lệch nhiệt độ trung bình của giai đoạn 1:

120 → 120

20 → 55

$\Delta t_1 = 100$ → $\Delta t_2 = 65$

Vì $\Delta t_1 / \Delta t_2 < 2$ nên:

$$\Delta t_{tb} = \frac{100 + 65}{2} = 82{,}5^\circ C$$

+ *Giai đoạn 2:* (cô đặc).

1/ Tổng kê nhiệt năng cho cả chu kỳ:

- Nhiệt vào:

+ Q_D - nhiệt ngưng tụ hơi đốt;

+ $Q_đ = G_đ c_đ t'_đ$ - nhiệt dung của dung dịch đầu ở 55°C.

- Nhiệt ra:

+ $Q_c = G_c c_c t_c$ - nhiệt dung của dung dịch cuối ở t = 95°C

+ $Q_w = W \,.\, i''_w$ - nhiệt dung hơi thứ ở nhiệt độ bão hòa $t_1 = 53{,}6^\circ C$

Cân bằng nhiệt: (bỏ qua nhiệt tổn thất và hiệu ứng nhiệt cô đặc):

$$Q_D + G_đ c_đ t'_đ = G_c c_c t_c + W \,.\, i''_W$$

Thay $G_c \,.\, c_c t_c = (G_đ - W) c_c t_c = G_đ c_c t_c - W \,.\, c_c \,.\, t_c$ thì ta được:

$$Q_D = G_đ(c_c t_c - c_đ t_đ) + W(i''_w - c_c t_c) =$$

$$= 20000(0{,}656 \,.\, 95 - 0{,}965 \,.\, 20) + 18000(619{,}6 - 0{,}656 \,.\, 95) =$$

$$= 10\,.\,891\,.\,440 \text{ kcal}$$

Với: $c_{5\%} = 4046$ j/kg.độ = 0,965 kcal/kg.độ

$c_{50\%} = 2750$ j/kg.độ = 0,656 kcal/kg.độ

$i''_w = 2596$ kj/kg = 619,6 kcal/kg - nhiệt hàm của hơi thứ ở áp suất p = 0,15 kg/cm^2

• Chi phí hơi đốt cho giai đoạn 2 (kể đến tổn thất nhiệt ra xung quanh 3% và độ ẩm của hơi 5%):

$$G_{D_2} = \frac{10\,.\,891\,.\,440\,.\,1{,}03}{526{,}7\,.\,(1 - 0{,}05)} = 22420 \text{ kg}$$

• Thời gian cô đặc:

. Trong thời gian cô đặc các thông số nhiệt độ, nhiệt độ sôi và hệ số truyền nhiệt của TB thay đổi (xem bảng 4.4)

. Phương trình truyền nhiệt cho khoảng thời gian nhỏ d τ là:

$$dQ = kF(T - t)d\tau$$

chỉ chứa 2 hằng số: nhiệt độ ngưng tụ hơi đốt T = 120°C và diện tích bề mặt truyền nhiệt $F = 40\ m^2$ (nếu như cuối quá trình sản phẩm vẫn ngập hết bề mặt truyền nhiệt, ngược lại nếu sản phẩm không ngập hết bề mặt truyền nhiệt thì phải tính mức ngập thực tế của dung dịch ở từng thời điểm, nghĩa là khi ấy diện tích F cũng thay đổi).

. Từ phương trình trên ta có:

$$Fd\tau = \frac{dQ}{k(T - t)}.$$

. Tích phân tương ứng 2 vế từ O đến τ_2 và từ O đến Q_2 ta có:

$$F\tau_2 = \int_o^{Q_2} \frac{dQ}{k(T-t)}$$

và thực hiện tích phân bằng phương pháp đồ thị.

. Để thực hiện tích phân bằng đồ thị, ta phải tính các đại lượng:

a) $\dfrac{1}{k(T-t)}$ theo bảng (4.4), ví dụ với x = 20%

$$\frac{1}{k(T-t)} = \frac{1}{1130(120-60)} = 14{,}7 \,.\, 10^{-6}...\text{v.v}$$

b) $\sum Q$: ví dụ với x = 20%

$$\sum Q = Q_{dn} + Q_d = 20000 \,.\, 4190 \,.\, 0{,}95(60 - 55) + 15000(2596 - 4{,}19 \,.\, 60) \,.\, 10^3$$

$$= 398 \,.\, 10^6 + 35175 \,.\, 10^6 = 3{,}56 \,.\, 10^{10}$$

Các trị số tính toán ta đưa vào bảng 4.5.

Bảng 4.5

x%	5	10	20	30	40	50
$\sum W$, kg	0	10000	15000	16700	17500	18000
$\sum Q \,.\, 10^{-10}$ kJ	0	2,37	3,56	3,96	4,15	4,27
(T - t), K	65	64	60	53	44	25
$\dfrac{1}{k(T-t)} \,.\, 10^6$	7	8,9	14,7	25,4	46,3	142,8

• Vẽ đồ thị:

Trục hoành: 1 mm = $1 \,.\, 10^{-6}\, m^2/W$

Trục tung: 1 mm = $2 \,.\, 10^8$ J

• Tương ứng của 1 mm^2 trên đồ thị là:

$1\, mm^2 = 2 \,.\, 10^8 J \,.\, 1 \,.\, 10^{-6}\, m^2/W = 200\, m^2.s$

• Trên đồ thị xây dựng theo số liệu của bảng 4.5, ta xác định diện tích bề mặt phần gạch chéo (ví dụ theo qui tắc hình thang) ta được:

$$\int_{Q=0}^{Q=4{,}27.10^{10}} \frac{dQ}{k(T-t)} = F \,.\, \tau_2 = \frac{2751}{1} \,.\, 200 = 550.000\, m^2.s$$

. Từ đó (khi F = 40 m^2 const):

$$\tau_2 = \frac{550.000}{40} = 13755\,s = 3,82\,h$$

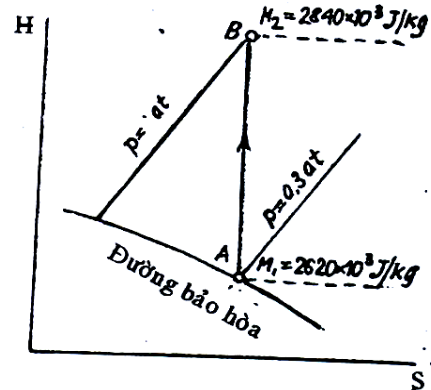
. Tổng thời gian 1 chu kỳ cô đặc là: (chưa kể nhập và tháo liệu)

$$\tau = \tau_1 + \tau_2 = 0,67 + 3,82 = 4,5\,h$$

Thí dụ 4.6: Hãy so sánh tiêu hao năng lượng lý thuyết đối với 2 trường hợp:

a) Rút hơi thứ bằng bơm chân không từ TBBH làm việc ở độ chân không 0,7 kg/cm^2 và

b) Làm ngưng tụ hơi thứ trong TBNT và dùng bơm bơm nước ra. Năng suất TBCĐ là 1000 kg/h (theo hơi thứ).



Hình 4.5 (của thí dụ 4.6 - giản đồ T-s)

Giải

a) Ta xem sự nén hơi thứ trong máy bơm chân không là đoạn nhiệt, công chi phí xác định theo phương trình (2.13).

Enthalpy i_1, i_2 xác định theo giản đồ T-s của hơi nước (Hình 4.3 và XXV).

$L = i_2 - i_1 = 2840 \,.\, 10^3 - 2620 \,.\, 10^3 = 220 \,.\, 10^3 \qquad = 220 \,.\, 10^3$ j/kg

Công suất cần thiết lý thuyết (chưa kể hiệu suất của bơm chân không) là:

$$N_T = \frac{220 \,.\, 10^3 \,.\, 1000}{3600} = 62,7 \,.\, 10^3\ W = 62,7\ kW$$

b) Khi dùng máy bơm để bơm nước ngưng thì ta có công suất lý thuyết của máy bơm là (chưa kể hiệu suất máy bơm):

$$N_T = \frac{V \,.\, \Delta p}{1000} = \frac{1000 \,.\, 68,7 \,.\, 10^3}{3000 \,.\, 1000 \,.\, 10^3} = 0,019\,kW.$$

Với: $$V = \frac{1000}{3600 \,.\, 1000} = \frac{1}{3600}\,m^3/s$$

$$\Delta p = 0,7\,kg/cm^2 = 68,7 \,.\, 10^3\ Pascal$$

Từ ví dụ trên ta thấy rằng rút hơi thứ bằng máy bơm chân không thì không hợp lý, tốn nhiều năng lượng (cao hơn dùng máy bơm bơm nước ngưng tới 62,7/0,019 = 3300 lần). Do đó người ta không rút hơi thứ đi mà làm ngưng tụ nó trước khi bơm đi.

Thí dụ 4.7:

Hãy dùng qui tắc Babô để xác định độ tăng nhiệt độ sôi (Δ') của dung dịch $CaCl_2$ 25% (KL) trong nước ở áp suất tuyệt đối $p_o = 0,36\,kg/cm^2$.

Giải:

1. Xác định nhiệt độ sôi của dung dịch ở áp suất $p_o = 0,36\,kg/cm^2$. Theo bảng XXXVI ta được nhiệt độ sôi của dung dịch $CaCl_2$ 25% ở áp suất khí quyển (1,033 kg/cm^2) là 107,5°C và ở nhiệt độ đó áp suất hơi nước bão hòa là $p_o = 1,345\,kg/cm^2$ (bảng LVI).

Theo công thức (5.9 của Giáo trình tập 5) ta có:

$$\left(\frac{p'_1}{p'_o}\right)\Bigg|_{t_1} = \left(\frac{1,033}{1,345}\right)\Bigg|_{107,5} = 0,77$$

Vậy:

$$\left(\frac{p_1}{p_o}\right)\Bigg|_{t_2} = 0,77 = \left(\frac{0,36}{p_o}\right)\Bigg|_{t_2}$$

Hay: $p_{o(t_2)} = \dfrac{0,36}{0,77} = 0,467\,kg/cm^2 = 343$ mmHg

Và theo bảng XXXVIII nhiệt độ sôi của nước ở p_o = 343 mm là 79,2°C. Đó cũng chính là nhiệt độ của dung dịch $CaCl_2$ 25% ở 0,36 kg/cm^2.

2. Xác định độ tăng điểm sôi:

. Nhiệt độ sôi của nước ở p = 0,36 kg/cm^2 = 264,6 mmHg (theo bảng XXXVIII) là 72,9°C.

. Vậy độ tăng điểm sôi Δ' là:

$$\Delta' = (t_{sdd} - t_{sdm})_p = 79,2 - 72,9 = 6,3°C = 6,3K$$

Thí dụ 4.8: Hãy tính hiệu số tổn thất nhiệt độ Δ'' (độ tăng nhiệt độ sôi dung dịch do cột thủy tĩnh) của dung dịch $CaCl_2$ 25% trong TBCĐ chân không, với áp suất ở mặt thoáng $p_o = 0,36\,kg/cm^2$, chiều cao ống truyền nhiệt là $H_t = 4$ m (xem hình 4.1)

Giải:

Ở áp suất $p_o = 0,36\,kg/cm^2$, nhiệt độ sôi của nước là t_1 = 72,9°C (bảng XXXVIII).

Chiều cao thích hợp H_{op} của mức chất lỏng theo kính quan sát xác định theo (4.20) là:

$$H_{op} = [0,26 + 0,0014(\rho_{dd} - \rho_{dm})]H_t$$

Vì cả hai ρ_{dd} và ρ_{dm} chưa biết (phải xác định theo nhiệt độ sôi của dung dịch) nên phải tạm chọn nhiệt độ sôi khoảng 85°C, khi đó được:

$$H_{op} = [0,26 + 0,0014(1197 - 969)]\,.\,4 = 2,3\,m$$

Trong đó:

$\rho_{dd} = 1197\,kg/m^3$ (theo bảng IV); $\rho_{hh} = \frac{1}{2}\rho_{dd} = 598,5\,kg/m^3$

$\rho_{dm} = 969\,kg/m^3$ (theo bảng XXXIX)

Áp suất thuỷ tĩnh (p_{tb}) ở nửa chừng độ cao thích hợp là:

$$p_{tb} = p_o + 0,5\rho_{hh} \cdot g \cdot H_{op} = 0,36 + 0,5 \cdot \frac{1197 \cdot 9,81 \cdot 2,3}{2 \cdot 9,81 \cdot 10^4} = 0,43\,kg/cm^2$$

Nhiệt độ sôi của nước ở p = 0,43 kg/cm^2 (theo bảng LVII) là 77°C

Vậy độ tăng nhiệt độ sôi do cột thủy tĩnh Δ'' là:

$$\Delta'' = t_{tb} - t_1 = 77 - 72,9 = 4,1°C = 4,1K$$

Thí dụ 4.9: Hơi thứ từ TBCĐ vào TBNT barômét theo 1 đường ống dài 14 m, ống Φ15(mm, với vận tốc 50 m/s. Áp suất tuyệt đối trong TBNT là $p_c = 0,3\,kg/cm^2$. Hệ số ma sát $\lambda = 0,03$. Trên đường ống có 3 chỗ ngoặc 90°C (ξ = 0,2). Hãy xác định độ giảm nhiệt độ Δ

Giải:

Theo định nghĩa thì $\Delta''' = t_{sdm_{(p_o)}} - t_c$. Ở $p_o = 0,3\,kg/cm^2$ thì $t_c = 68,7°C$ (Bảng LVII). Để xác định nhiệt độ t_{sdm} cần phải tìm áp suất ở bề mặt dung dịch $p_o = p_c + \Delta p'''$ (xem hình 4.1); Trong đó Δp''' tính theo công thức (4.18):

Tổng hệ số trở lực cục bộ:

- Vào ống 0,5 (bảng XIII)
- Ra ống 1,0
- Ngoặc 3 . 0,2 = 0,6

$\sum\xi = 2,1$

Vậy:

$$\Delta p''' = \frac{\omega^2\rho}{2}\left(1 + \frac{\lambda L}{d} + \sum\xi\right) = \frac{50^2 \cdot 0,188}{2}\left(1 + \frac{0,03 \cdot 14}{0,15} + 2,1\right) = 1390 \text{ Pascal}$$

Với: $\rho = 0,188\,kg/m^3$ - khối lượng riêng của hơi bão hòa (theo bảng LVII).

Và:

$$p_o = p_c + \Delta p''' = 0,3 + \frac{1390}{9,81 \cdot 10^4} = 0,314\,kg/cm^2$$

Theo bảng LVII ở $p_o = 0,314\,kg/cm^2$ thì $t_{sdm} = 69,6°C$.

Do đó: $\Delta''' = t_{sdm} - t_c = 69,6 - 68,7 = 0,9°K$

Thí dụ 4.10: Hãy xác định diện tích bề mặt truyền nhiệt cần thiết của TBCĐ (Hình 4.1) và chi phí hơi đốt là hơi nước bão hòa (ở áp suất tuyệt đối là 1,4 kg/cm^2, độ ẩm 5%) của 1 TBCĐ chân không ở $p_o = 0,346\,kg/cm^2$ để cô đặc dung dịch $CaCl_2$ từ 15% lên 25% (KL), nhập liệu 20000 kg/h, nhiệt độ ban đầu $t_đ = 75°C$. Hệ số truyền nhiệt lấy là 1000 W/m^2 độ, còn nhiệt tổn thất lấy 5% so với lượng nhiệt hữu ích.

Giải:

1. Chế độ nhiệt độ:

+ Nhiệt độ hơi thứ trong buồng bốc hơi của TBCĐ là:

$$t_{sdm} = t_c + \Delta''' = 71,7 + 1 = 72,7°C \ (ở\ p_1 = 0,36\,kg/cm^2)$$

Trong đó: $t_c = 71,7°C$ - là nhiệt độ hơi nước bão hòa ở $p_o = 0,346\,kg/cm^2$ (Theo bảng LVII); chọn $\Delta''' = 1°C$;

+ Nhiệt độ sôi cuối của dung dịch sẽ là:

$$t_{sdd} = t_{sdm} + \Delta' = 72,7 + 6,3 = 79°C$$

Trong đó:

$\Delta' = 6,3°C$ (theo ví dụ 4.7)

+ Nhiệt độ sôi trung bình (t_{sdd}) của dung dịch trong ống truyền nhiệt là:

$$t_{sdd(p_o+\Delta p)} = t_{sdd(p_o)} + \Delta'' = 79 + 4,1 = 83,1°C$$

Trong đó:

$\Delta'' = 4,1°C$ từ ví dụ 5.8

2. Nhiệt lượng trao đổi:

• Nhiệt lượng truyền từ hơi đốt cho dung dịch sôi, theo công thức (4.5b) và bỏ qua hiệu ứng nhiệt cô đặc $Q_{cđ}$ là:

$$Q_D = G_đ(c_c t_c - c_đ t_đ) + W \,.\, i''_w + Q_t$$

Trong đó: $c_c = 4190(1 - 0,25) + 703 \,.\, 0,25 = 3318$ j/kg.độ (theo công thức 4-11)

$$c_đ = 4190(1 - x_đ) = 4190(1 - 0,15) = 3560\ J/kg\ độ$$

(theo công thức 4.10)

$i''_w = 2496$ kJ/kg - enthalpy của hơi thứ ở $t = 72,7°C$

• Do đó, nếu kể đến tổn thất 5% thì:

$$Q_D = 1,05\left[\frac{20.000}{3600}(3318 \,.\, 83,1 - 3560 \,.\, 75) + 2,22 \,.\, 2496 \,.\, 10^3\right] = 5869 \,.\, 10^3\ W$$

Trong đó lượng nước bốc hơi, theo công thức (4.3) là:

$$W = G_đ\left(1 - \frac{x_đ}{x_c}\right) = \frac{20.000}{3.600}\left(1 - \frac{15}{25}\right) = 2,22\ kg/s$$

3. Chi phí thực hơi đốt: (theo công thức 4.6):

$$G_D = \frac{\left[\frac{20.000}{3600}(3318 \,.\, 83,1 - 3560 \,.\, 75) + 2,22(2496 \,.\, 10^3 - 3318 \,.\, 83,1)\right]}{(1 - 0,05)(1 - 0,05) \,.\, 2237 \,.\, 10^3} = 2,465\ kg/s$$

Với: $r = 2237 \,.\, 10^3$ J/kg - nhiệt hóa hơi của nước (chính là $i''_D - c\theta$) ở áp suất $p = 1,4$

kg/cm^2 (bảng LVII)

- Chi phí riêng hơi đốt: (theo công thức 4.8)

$$m = \frac{G_D}{W} = \frac{2,465}{2,22} = 1,11 \frac{\text{kg hơi đốt}}{\text{kg hơi thứ}}$$

4. Chênh lệch nhiệt độ:

+ Tổng chênh lệch nhiệt độ (biểu kiến) theo (4.22) là:

$$\Delta t = T_D - t_c = 108,7 - 71,7 = 37°C = 37K$$

+ Chênh lệch nhiệt độ hữu ích, theo (4.29) là:

$$\Delta t_{h.i} = t_D - t_{sdd} = 108,7 - 83,1 = 25,6°C = 25,6K$$

Trong đó: $T_D = 108,7°C$ - là nhiệt độ hơi nước bão hòa ở $p_D = 1,4\ kg/cm^2$ (Bảng LVII).

+ Kiểm tra:

$$\sum\Delta = \Delta' + \Delta'' + \Delta''' = 6,3 + 4,1 + 1 = 11,4°C$$

$$\Delta t_{h.i} = \Delta t - \sum\Delta = 37 - 11,4 = 25,6°C = 25,6K$$

5. Diện tích bề mặt truyền nhiệt của buồng đốt, theo công thức (4.30) là

$$F = \frac{Q_D}{k\Delta t_{h.i}} = \frac{5869 . 10^3}{1000 . 25,6} = 229\ m^2$$

Thí dụ 4.11. Hãy xác định khối lượng phần kết tinh của potache (H_2CO_3) trong TB kết tinh khi làm lạnh 10 T dung dịch bão hòa potache trong nước từ 80°C xuống đến 35°C không có bốc hơi nước. Cho biết hàm ẩm tự do của potache kết tinh sau khi ly tâm là 3% (KL) và hàm ẩm nội (ngậm nước) theo cấu trúc tinh thể là $K_2CO_3 . 2H_2O$.

Giải

- Độ hòa tan của K_2CO_3 (theo hình XX) ở nhiệt độ là:

80°C $\quad 10 \frac{\text{mol} K_2CO_3}{\text{1000g nước}}$

35°C $\quad 8,15 \frac{\text{mol} K_2CO_3}{\text{1000g nước}}$

- Vậy nồng độ K_2CO_3 trong dung dịch đầu và dịch cái còn lại là:

- Đầu: $x_1 = x_{80°C} = \frac{10 . 138}{1000 + 10 . 138} = 0,58;$

- Cuối: $x_2 = x_{35°C} = \frac{8,15 . 138}{1000 + 8,15 . 138} = 0,53;$

Với $M_{K_2CO_3} = 138$ kg/mol; $M_{K_2CO_3 . 2H_2O} = 174$ kg/mol

$$x_t = \frac{138}{174}(1 - 0,03) = 0,770$$

- Trong đó $\frac{138}{174}$ là hàm lượng K_2CO_3 khan trong tinh thể thô $K_2CO_3 . 2H_2O$ mà không có ẩm tự do.

- Vậy lượng tinh thể thô $K_2CO_3 . 2H_2O$ thu được theo công thức (4.65) là (độ ẩm 3%)

$$G_{Kt} = \frac{10000(0,58 - 0,53)}{0,77 - 0,53} = 2083,3(3)\text{kg}$$

- Hàm lượng chất K_2CO_3 khan thu được là:

$$G_B = 2083,3(3) . 0,77 = 1604,1667\text{kg}$$

- Vậy tỉ lệ thu hồi chất tan thực tế là:

$$\eta_B = \frac{G_B}{G_1x_1} = \frac{1604,1667}{10000 . 0,58} = 0,2765 \text{ (tức chỉ có 27,65\%)}$$

Thí dụ 4.12. Hãy xác định nhiệt lượng cần phải thoát đi từ 1 TBKT liên tục được làm lạnh từ 90°C xuống 40°C để kết tinh dung dịch $NaNO_3$ nồng độ đầu (ở 90°C) là 16 mol $NaNO_3$ trên 1000 g nước, nhập liệu với lưu lượng 5000 kg/h. Cho biết trong quá trình kết tinh lượng nước bốc hơi khoảng 3% khối lượng dung dịch ban đầu và tinh thể thu được có độ ẩm khoảng 5% khối lượng.

Giải:

Theo đường cong độ hòa tan của $NaNO_3$ (Hình XX) ta tìm được nồng độ bão hòa ở 40°C của dung dịch này là 12,3 mol $NaNO_3$ trong 1000 g nước.

- Tính các nồng độ:

- Đầu: $$x_đ = \frac{16 . 85}{1000 + 16 . 85} = 0,576$$

- Cuối: $$x_c = \frac{12,3 . 85}{1000 + 12,3 . 85} = 0,511$$

$$x_t = 1 - 0,05 = 0,95$$

Với: $M_{NaNO_3} = 85$. Tinh thể không có ngậm nước ($NaNO_3$) bên trong, chỉ có phần ẩm bên ngoài.

- Khối lượng tinh thể thô thu được sau khi kết tinh (trước khi sấy) theo (4.64) là:

$$G_{Kt} = \frac{G_đ(x_đ - x_c) + Wx_c}{x_t - x_c} = \frac{5000(0,576 - 0,511) + 0,03 . 5000 . 0,511}{3600(0,95 - 0,511)} = 0.254 \text{ kg/s}$$

- Hàm lượng $NaNO_3$ khan dạng tinh thể thu hồi được là:

$$G_B^* = (1 - 0,05)G_{Kđ} = 0,95 . 0,254 = 0,2413 \text{ kg/s}$$

- Tỉ lệ thu hồi $NaNO_3$ là:

$$\eta_B = \frac{G_B^*}{G_B} = \frac{0,2413}{\frac{5000}{3600} . 0,576} = 0,3016 \text{ (tức 30, 160\%)}$$

+ Nhiệt lượng cần phải thoát đi tính theo công thức sau (bỏ qua tỏa nhiệt tự nhiên r môi trường xung quanh):

$$Q = G_d\overline{C}(t_1 - t_2) + G_H . q - W . r$$

Trong đó:

+ Ẩn nhiệt kết tinh q của $NaNO_3$, bằng $21000 . 10^3$ J/kgmol (bảng XXXVII).

+ Nhiệt dung riêng:

- của $NaNO_3$ khan là:

$$C_1 = \frac{26,0 + 26,0 + 3 . 16,8}{85} = 1,2 \text{ kJ/kg.độ}$$

- của dung dịch đầu ($x_d = 57,6\%$):

$$c_d = 4190 . 0,424 + 1200 . 0,576 = 2470 \text{ J/kg độ}$$

- của dung dịch cuối ($x_c = 51,1\%$):

$$c_c = 4190 . 0,489 + 1200 . 0,511 = 2662,1 \text{ J/kg độ}$$

- Trung bình:

$$\overline{c} = \frac{1}{2}(c_d + c_c) = \frac{1}{2}(2662 + 2470) = 2566 \text{ J/kg độ}$$

Vậy:

$$Q = \frac{5000}{3600} . 2566(90 - 40) + 0,2413 . \frac{21000 . 10^3}{85} - \frac{0,03 . 5000 . 2345 . 10^3}{3600}$$

$$= 140101,4W \approx 140 \text{ kW}$$

Trong đó: $2345 . 10^3$ J/kg là ẩn nhiệt bốc hơi của nước ở nhiệt độ trung bình bằng $\frac{1}{2}(90 + 40) = 65°C$ (Bảng LVI).

Thí dụ 4.13. Dùng số liệu của ví dụ 4.12, hãy tính toán bề mặt truyền nhiệt cần thiết để làm lạnh và lượng nước phải dùng. Cho biết hệ số truyền nhiệt k = 100 W/m^2 độ. Nước vào vỏ áo của TBKT có nhiệt độ ban đầu là 30°C.

Giải:

- Ta chọn sơ đồ làm nguội ngược chiều, bố trí bề mặt truyền nhiệt dạng vỏ áo (nồi 2 vỏ) quanh TBKT. Biến thiên nhiệt độ nước cho phép 5°C.

Sơ đồ 90°C → 40°C $\Delta t' = 10$

$35°C \rightarrow 30°C \qquad \Delta t'' = 55$

Và
$$\Delta t_{log} = \frac{\Delta t' - \Delta t''}{Ln\frac{\Delta t'}{\Delta t''}} = \frac{10 - 55}{Ln\frac{10}{55}} = 26,4°C$$

- Diện tích bề mặt truyền nhiệt cần thiết được tính theo công thức sau:

$$F = \frac{Q}{k\Delta t_{log}}$$

Vậy: $$F = \frac{140101}{100 \, . \, 26,4} = 53\,m^2$$

- Lượng nước cần dùng là:

$$G_n = \frac{Q}{C_n \delta t_n} = \frac{140101}{4190(35 - 30)} = 6,7\,kg/s = 24\,m^3/h$$

- Rõ ràng việc bố trí 1 nồi 2 vỏ có $F = 53\,m^2$ là khó thực hiện được, cần phải kết hợp bố trí 1 bề mặt truyền nhiệt dạng ống xoắn chẳng hạn bên trong TBKT.

- Giả sử ta dùng 1 TBKT vỏ áo có $F = 3\,m^2$, sau đó bổ sung 1 ống xoắn có hệ số truyền nhiệt là 500 W/m^2 độ. Hãy xác định diện tích bề mặt truyền nhiệt cần thiết bổ sung nếu cho rằng nhiệt độ nước vào và ra ở 2 bề mặt truyền nhiệt là như nhau.

+ Nhiệt lượng do vỏ áo của TBKT dẫn truyền đi được là:

$$Q_1 = k_1 F_1 \Delta t_{log1} = 100 \, . \, 3 \, . \, 26,4 = 7920\,W$$

+ Phần nhiệt lượng sẽ phải do ống xoắn mang đi là:

$$Q_2 = Q - Q_1 = 140101 - 7920 = 132181\,W$$

- Vậy diện tích bề mặt truyền nhiệt bổ sung là:

$$F_2 = \frac{Q_2}{k_2 \Delta t_{log2}} = \frac{132181}{500 \, . \, 26,4} = 10\,m^2$$

Hay khoảng 65 m ống Φ 57/50 xoắn vòng lại.

Thí dụ 4.14. Hãy tính hiệu suất tách nước và hệ số cô đặc bằng kết tinh nước cho 1 dung dịch nước trái cây ép có nồng độ chất khô ban đầu là $x_d = 15\%$ khối lượng. Cho biết quá trình cô đặc dừng lại khi đạt nồng độ σtecti của dịch cái là $x_E = 65\%$ (KL) và cho phép tổn thất chất khô theo nước đá với nồng độ chất khô tối đa 2% (KL).

Giải:

Ta chọn luôn nồng độ tạp chất cuối quá trình là $x_{kA}^{max} = 0,02$

+ Hệ số cô đặc của dung dịch này là:

$$m_b = \frac{x_E}{x_d} = \frac{0,65}{0,15} = 4,3\,(3)$$

Tức dung dịch được cô đặc hơn 4 lần.

+ Hiệu suất tách nước (dung môi A) của quá trình kết tinh này là (theo công thức 4.57):

$$\eta_A = \frac{(x_E - x_d)(1 - x_{KA})}{(x_E - x_{KA})(1 - x_d)} = \frac{(0,65 - 0,15)(1 - 0,02)}{(0,65 - 0,02)(1 - 0,15)} = 0,915$$

Vậy đã tách được 91,5% lượng nước khỏi dung dịch ban đầu.

+ Khối lượng nước đá (thô) được tách ra từ 1 kg dịch ép ban đầu là:

$$G'_A = 1 \cdot \frac{x_E - x_d}{x_E - x_{KA}} = \frac{0,65 - 0,15}{0,65 - 0,02} = 0,7936 \frac{\text{kg nước đá}}{\text{kg dịch ép}}$$

+ Lượng chất khô bị tổn thất theo nước đá là:

$$\Delta G_B = G'_A x_{KA} = 0,7936 \cdot 0,02 = 0,01587 = \frac{\text{kg chất khô}}{\text{kg dịch ép}}$$

Tức mất khoảng 16 g chất khô cho 1 kg dịch ép

+ Sản phẩm thu được (dịch ép đã cô đặc) là:

$$G_m = G_{hh} - G'_A = 1 - 0,7936 = 0,2064 \frac{\text{kg dịch cô}}{\text{kg dịch ép}}$$

Tức tỉ lệ thu hồi sản phẩm của quá trình cô đặc bằng kết tinh này là khoảng 21% nước ép ban đầu.

Thí dụ 4.15 Hãy tính hệ cô đặc 3 nồi xuôi chiều tuần hoàn tự nhiên để cô đặc 5 T/h dung dịch $NaNO_3$ từ 12% (KL) lên 40% (KL), nhập liệu ở nhiệt độ sôi. Áp suất hơi đốt ở nồi đầu là 4kg/cm^2. Chiều cao ống đốt là 4m. Độ chân không trong TB ngưng tụ barômet là 0,8 kg/cm^2.

Giải:

1. Tổng lượng hơi thứ tạo thành trong 3 nồi là:

$$W = \frac{5000}{3600}\left(1 - \frac{12}{40}\right) = 0,97 \text{ kg/s} = 3500 \text{ kg/h}$$

2. Phân phối phụ tải cho các nồi:

Dựa trên các số liệu thực tế ta chọn tỉ lệ khối lượng hơi thứ tạo thành tại các nồi như sau:

I / II / II = 1,0 / 1,1 / 1,2.

Ghi chú: (*) Trong các tài liệu tham khảo có một số phương pháp tính hệ cô đặc nhiều nồi. Tất cả chúng đều có châm chước điểm này hay điểm khác, do đó làm giảm độ chính xác của kết quả cuối cùng. Một trong những phương pháp đơn giản đó được dùng trong ví dụ này.

Do đó lượng hơi thứ tạo thành:

- Ở nồi I: $W_1 = \dfrac{3500 \,.\, 1}{3600(1 + 1,1 + 1,2)} = 0,295$ kg/s

- Ở nồi II: $W_2 = \dfrac{3500 \,.\, 1,1}{3600(1 + 1,1 + 1,2)} = 0,324$ kg/s

- Ở nồi III: $W_3 = \dfrac{3500 \,.\, 1,2}{3600(1 + 1,1 + 1,2)} = 0,351$ kg/s

Cộng: W = 0,97 kg/s

3. Tổng nồng độ dung dịch tại các nồi.

+ Lưu lượng dung dịch từ nồi I nhập vào nồi II là:

$$G_1 = G_d - W_1 = \frac{5000}{3600} - 0,295 = 1,39 - 0,295 = 1,09 \text{ kg/s}$$

Nồng độ dung dịch sau nồi I (đầu nồi II) là:

$$x_1 = \frac{G_d x_d}{G_d - W_1} = \frac{1,39 \,.\, 12}{1,39 - 0,295} = 15,2\% \text{ (KL)}$$

+ Lưu lượng dung dịch từ nồi II nhập vào nồi III là:

$$G_2 = G_d - W_1 - W_2 = 1,39 - 0,295 - 0,324 = 0,77 \text{ kg/s}$$

Với nồng độ x_2:

$$x_2 = \frac{1,39 \,.\, 12}{0,77} = 21,6\% \text{ (KL)}$$

+ Sản phẩm ra từ nồi III là:

$$G_C = G_d - W = 1,39 - 0,97 = 0,42 \text{ kg/s}$$

Với nồng độ x_c:

$$x_c = \frac{1,39 \,.\, 12}{0,42} = 40\% \text{ (KL)}$$

(Đúng như đầu đề)

4. Phân phối chênh lệch áp suất cho các nồi:

- Tổng chênh lệch áp suất giữa hơi đốt của nồi I và áp suất trong TB ngưng tụ barômét

à:

(Lưu ý: $p_c = 1 - 0,8 = 0,2$ kg/cm^2)

$$\Delta p = 4,0 - 0,2 = 3,8 \text{ kg/cm}^2$$

- Sơ bộ ta giả sử chia đều tổng chênh lệch áp suất đó cho 3 nồi, mỗi nồi có chênh lệch

$$\Delta p_i = \frac{3,8}{3} = 1,27 \text{ kg / cm}^2$$

Như vậy áp suất làm việc trong các nồi là:

- Ở nồi III: $p_3 = 0,2 kg/cm^2$

- Ở nồi II: $p_2 = 0,2 + 1,27 = 1,47 kg/cm^2$

- Ở nồi I: $p_1 = 1,47 + 1,27 = 2,74 kg/cm^2$

Áp suất của hơi đốt nồi I là: $2,74 + 1,27 \approx 4 kg/cm^2$. Theo bảng hơi nước ta xác định nhiệt độ hơi thứ bão hòa và ẩn nhiệt tạo thành hơi thứ của từng nồi như sau:

Nồi i	Nhiệt độ của hơi thứ bão hòa, °C	Ẩn nhiệt hóa hơi, kJ/kg
- Nồi I	129,4	2179
- Nồi II	110,1	2234
- Nồi III	59,7	2357
- Hơi đốt nồi I	143	2241

Các nhiệt độ đó cũng xem là nhiệt độ ngưng tụ của hơi thứ của các nồi.

5. Tính tổn thất nhiệt độ của các nồi:

a) Tổn thất do nồng độ

Theo bảng phụ lục (ví dụ bảng XXXVI) ta tìm được nhiệt độ sôi của dung dịch áp suất khí quyển:

Nồi	Nồng độ, %	Nhiệt độ sôi, t_{sdd}°C	Độ tăng điểm sôi, Δ'(°C)
- Nồi I	15,2	102	2,0
- Nồi II	21,6	103	3,0
- Nồi III	40,0	107	7,0

Để đơn giản tính toán ta bỏ qua không tính lại tổn thất nhiệt độ do nồng độ (xem như bằng độ tăng điểm sôi ở áp suất khí quyển). Do đó tổng tổn thất nhiệt độ ở 3 nồi là:

$$\sum \Delta'_i = 2 + 3 + 7 = 12°C$$

b) Tổn thất nhiệt độ do cột chất lỏng:

- Theo sổ tay ta xác định khối lượng riêng dung dịch $NaNO_3$ tại 20°C như sau:

Nồng độ (%)	ρ_1 kg/m^3
15,2	1098
21,6	1156
40,0	1317

• Ta lấy các giá trị khối lượng riêng này (có dự trữ 1 ít) cả để tính nhiệt độ sôi dung dịch trong các nồi.

• Các tính toán đều dựa vào mức chất lỏng thích hợp trong các ống truyền nhiệt.

* *Nồi I*:

$$H_{op} = [0,26 + 0,0014(\rho_{dd} - \rho_{dm})] \,.\, H_{tt} =$$
$$= [0,26 + 0,0014(1098 - 1000)] \,.\, 4 = 1,589 \text{ m};$$

$$p_{tb} = p_o + 0,5\rho_{dd}gH_{op} = 2,74 + \frac{0,5 \,.\, 1098 \,.\, 9,81 \,.\, 1,589}{2 \,.\, 9,81 \,.\, 10^4} = 2,78 \text{ kg/cm}^2$$

Ở $p_o = 2,74 \text{ kg/cm}^2$, $t_s = 129,4°C$

$$p_{tb} = 2,78 \text{ kg/cm}^2;\ t_s = 130,6°C$$
$$\Delta''_I = 130,6 - 129,4 = 1,2K$$

* *Nồi II*:

$$H_{op} = [0,26 + 0,0014(1156 - 1000)] \,.\, 4 = 1,91 \text{ m}$$

$$p_{tb} = 1,47 + \frac{0,5 \,.\, 1156 \,.\, 9,81 \,.\, 1,91}{2 \,.\, 9,81 \,.\, 10^4} = 1,52 \text{ kg/cm}^2$$

Ở $p_2 = 1,47 \text{ kg/cm}^2$, $t_s = 110,1°C$

$$p_{tb} = 1,52 \text{ kg/cm}^2,\ t_s = 112,3°C$$
$$\Delta''_{II} = 112,3 - 110,1 = 2,2°C = 2,2K$$

* *Nồi III*:

$$H_{op} = [0,26 + 0,0014(1317 - 1000)] \,.\, 4 = 2,81 \text{ m}$$

$$p_{tb} = 0,2 + \frac{0,5 \,.\, 1317 \,.\, 9,81 \,.\, 2,81}{2 \,.\, 9,81 \,.\, 10^4} = 0,29 \text{ kg/cm}^2$$

Ở $p_c = 0,2 \text{ kg/cm}^2$; $t_s = 59,7°C\ (t_c)$

$$p_{tb} = 0,29 \text{ kg/cm}^2;\ t_s = 68;7°C \Rightarrow \Delta''_{III} = 68,7 - 59,7 = 9°C$$

• Tổng tổn thất nhiệt độ do cột thủy tĩnh:

$$\sum\Delta''_i = 1,2 + 2,2 + 9 = 12,4°C = 12,4 \text{ K}$$

c) Tổn thất nhiệt độ trên đường ống dẫn hơi thứ:

Chọn $\Delta'''_i = 1$ K const; $\sum\Delta'''_i = 1 \,.\, 3 = 3°C = 3K$

Vậy tổng tổn thất nhiệt độ của cả hệ thống là:

$$\sum\Delta_i = 12 + 12,4 + 3 = 27,4°C = 27,4 \text{ K}$$

6. Chênh lệch nhiệt độ hữu ích ở các nồi:

+ Tổng chênh lệch nhiệt độ (biểu kiến) của cả hệ thống:

$$\Delta T = T_D - t_c = 143 - 59,7 = 83,3°C = 83,3K$$

+ Tổng chênh lệch nhiệt độ hữu ích của hệ thống là:

$$\sum \Delta t_i = \Delta T - \sum \Delta_i = 83,3 - 27,4 = 55,9°C = 55,9K$$

7. Nhiệt độ của dung dịch ở các nồi:

Nồi III: $t_3 = 59,7 + 1 + 7 + 9 = 76,7°C$

Nồi II: $t_2 = 110,1 + 1 + 3 + 2,2 = 116,3°C$

Nồi I: $t_1 = 129,4 + 1 + 2 + 1,2 = 133,6°C$

8. Tính các hệ số truyền nhiệt của các nồi:

- Theo nhiệt độ sôi và nồng độ trong các nồi đã tính được ta xác định các thông số vật lý và hóa lý của dung dịch (khối lượng riêng, hệ số dẫn nhiệt, độ nhớt, nhiệt dung riêng...)

- Chọn đường kính ống và chiều dài (tùy kiểu nồi, tính chất dung dịch).

- Tính hệ số truyền nhiệt của các buồng đốt (1 bên hơi nước ngưng tụ, 1 bên dung dịch sôi) có chú ý tới lớp cặn bám ở ống chừng 0,5 mm. (xem các ví dụ ở chương 3).

• Trên cơ sở các tính toán sơ bộ ta chọn:

- Ở nồi I: $k_1 = 1700 W/m^2.độ$

- Ở nồi II: $k_2 = 990 W/m^2.độ$

- Ở nồi III: $k_3 = 580 W/m^2.độ$

• Tỉ lệ tương ứng giữa các hệ số truyền nhiệt của các nồi là:

$$k_1 / k_2 / k_3 = 1 / 0,58 / 0,34.$$

9. So sánh cân bằng nhiệt các nồi.

• Để đơn giản các tính toán gần đúng ta bỏ qua tổn thất nhiệt ở các nồi ra xung quanh và lấy nhiệt độ của dung dịch từ nồi này nhập vào nồi sau nó bằng nhiệt độ sôi trung bình.

• Do nhập liệu vào nồi I ở nhiệt độ sôi nên nhiệt chi phí ở nồi I là:

$$Q_1 = W_1 r_1 = 0,295 \,.\, 2179 \,.\, 10^3 = 643000W$$

+ Dung dịch nhập vào nồi II ở trạng thái quá nhiệt, nên nhiệt đun nóng Q âm (nhiệt tự bốc hơi) và chi phí nhiệt ở nồi II là:

$$Q_2 = W_2 r_2 - G_1 C_1 (t_1 - t_2) = 0,324 \,.\, 2234 \,.\, 10^3 - 1,09 \,.\, 4190 \,.\, 0,848(133,6 - 116,3)$$
$$= 655700 \text{ W};$$

• Nhiệt lượng do hơi thứ nồi I cung cấp khi nó ngưng tụ lại là $W_1 r_1 = 643000W$. Vậy sai số trong cân bằng nhiệt của nồi II không quá 1%.

+ Chi phí nhiệt ở nồi III là:

$$Q_3 = W_3 r_3 - G_2 C_2 (t_2 - t_3) = 0,351 \,.\, 2357 \,.\, 10^3 - 0,77 \,.\, 4190 \,.\, 0,784(116,3 - 76,7)$$
$$= 743000 \text{ W}$$

• Hơi thứ của nồi II cung cấp một lượng nhiệt khi nó ngưng tụ là :

$$W_2 r_2 = 0{,}324 \,.\, 2234 \,.\, 10^3 = 724000 \text{ W}$$

10. Chi phí hơi đốt do nồi I là :

$$D = \frac{643000}{2141.10^3} = 0{,}3 \text{ kg/s}$$

Chi phí riêng hơi đốt là :

$$m = \frac{D}{W} = \frac{0{,}3}{0{,}97} = 0{,}31 \text{ kg/kg}$$

11. Phân bố chênh lệch nhiệt độ hữu ích cho các nồi

Ta tiến hành phân bố chênh lệch nhiệt độ hữu ích cho các nồi theo 2 phương án :

+ Theo điều kiện F_i const; tỷ lệ với Q/k

+ Theo điều kiện $\sum F_i$ minimum; tỷ lệ với $\sqrt{Q/k}$

+ Xác định yếu tố tỉ lệ :

	$\frac{Q}{k}$	$\sqrt{\frac{Q}{k}}$
Nồi I	$\frac{643000}{1700} = 378$	19,45
Nồi II	$\frac{657000}{990} = 664$	25,76
Nồi III	$\frac{743000}{580} = 1280$	35,80
	$\sum \frac{Q}{k} = 2322$	$\sum \sqrt{\frac{Q}{k}} = 81{,}01$

+ Chênh lệch nhiệt độ hữu ích ở các nồi là :

Phương án F_i const

$$\Delta t_1 = \frac{55{,}9 \,.\, 378}{2322} = 9{,}1;$$

$$\Delta t_2 = \frac{55{,}9 \,.\, 664}{2322} = 15{,}9;$$

$$\Delta t_3 = \frac{55{,}9 \,.\, 1280}{2322} = 30{,}7;$$

$$\sum \Delta t_i = 55{,}9\, K$$

Phương án $\sum F_i$ min

$$\Delta t_1 = \frac{55{,}9 \,.\, 19{,}45}{81{,}01} = 13{,}4;$$

$$\Delta t_2 = \frac{55{,}9 \,.\, 25{,}76}{81{,}01} = 17{,}8;$$

$$\Delta t_3 = \frac{55{,}9 \,.\, 35{,}80}{81{,}01} = 24{,}7;$$

$$\sum \Delta t_i = 55{,}9\, K$$

+ Xác định diện tích bề mặt truyền nhiệt F_i

Phương án F_i const

$$F_1 = \frac{643000}{1700 . 9,1} = 41,56\,m^2$$

$$F_2 = \frac{657000}{990 . 15,58} = 41,74\,m^2$$

$$F_3 = \frac{743000}{580 . 30,7} = 41,72\,m^2$$

Phương án $\sum F_i$ min

$$F_2 = \frac{643000}{1700 . 13,4} = 28,23\,m^2$$

$$F_2 = \frac{657000}{990 . 17,8} = 37,28\,m^2$$

$$F_3 = \frac{743000}{580 . 24,7} = 51,86\,m^2$$

Tuy nhiên ta nên chọn phương án diện tích bề mặt truyền nhiệt bằng nhau cho tiện công tác chế tạo.

13. Kiểm tra nhiệt độ hơi thứ và áp suất ở các nồi:

Nồi	Nhiệt độ sôi, °C $t_s = T_{đốt} - \Delta t_i$	Nhiệt độ ngưng tụ hơi thứ, °C $t_o = t_s - \sum \Delta_i$	Áp suất, p_i, kg/cm^2
I	143,0 - 9,1 = 133,9	133,9 - 4,2 = 129,7	2,7
III	129,4 - 15,9 = 113,5	113,5 - 6,2 = 107,3	1,31
III	107,6 - 30,7 = 76,9	76,9 - 17,0 = 59,9	0,2

Sau đó dựa vào bề mặt truyền nhiệt ở các nồi vừa tính, ta tiến hành tính toán chính xác hơn, trong đó kể cả tổn thất nhiệt ra môi trường xung quanh và thay đổi một ít sự phân bố nhiệt độ và áp suất trong từng nồi.

CHƯƠNG 5

TRUYỀN KHỐI – HẤP THU

CÔNG THỨC TÍNH TOÁN

1. Thành phần pha của hệ hai cấu tử lỏng – khí (hơi) được cho ở bảng 5.1.

Bảng 5.1

Nồng độ	Ký hiệu cho nồng độ của cấu tử A	
	Trong pha lỏng	Trong pha hơi (khí)
Phần mol, kmol A / kmol A + B	x	y
Phần khối lượng, kg A / kg A + B	$\bar{x}$	$\bar{y}$
Tỉ số mol, kmol A / kmol B	X	Y
Tỉ số khối lượng, kg A / kg B	$\bar{X}$	$\bar{Y}$
Nồng độ mol, kmol A / m^3 A + B	C_x	C_y
Nồng độ khối lượng, kg A / m^3 A + B	$\bar{C}_x$	$\bar{C}_y$

Các công thức biến đổi nồng độ (trong pha lỏng) được cho trong bảng 5.2. Công thức tương tự được sử dụng cho pha khí nhưng lần lượt thay, y, Y và C_y cho x, X và C_x.

2. Nồng độ của một cấu tử trong pha khí có thể được biểu diễn theo áp suất riêng phần. Trên cơ sở các định luật Clapeyron và Dalton, phần mol (phần thể tích) y của cấu tử bất kỳ i trong một hỗn hợp khí lý tưởng là:

$$y = p_i/P \qquad (5.1)$$

với p_i – áp suất riêng phần của cấu tử i trong hỗn hợp khí;

$P = \Sigma p_i$ – áp suất tổng cộng của hỗn hợp khí hay hơi bằng với tổng các áp suất riêng phần của tất cả các cấu tử.

3. Định luật cân bằng pha cho dung dịch lý tưởng

a) Định luật Henry

$$p^* = Hx \qquad (5.2)$$

với p^* – áp suất riêng phần của cấu tử trong pha khí cân bằng với pha lỏng;

x – phần mol của cấu tử trong pha lỏng;

H – hệ số Henry (còn được gọi là hằng số định luật Henry) tùy thuộc vào nhiệt độ

Bảng 5.2

CÁC CÔNG THỨC CHUYỂN ĐỔI NỒNG ĐỘ

Nồng độ cấu tử A	x	$\bar{x}$	X	$\bar{X}$	C	$\bar{C}$
x	–	$\dfrac{\frac{\bar{x}}{M_A}}{\frac{\bar{x}}{M_A}+\frac{1-\bar{x}}{M_B}}$	$\dfrac{x}{1+X}$	$\dfrac{\bar{x}/M_A}{\frac{\bar{x}}{M_A}+\frac{1}{M_B}}$	$\dfrac{C}{\frac{\rho}{M_{hh}}}$	$\dfrac{\bar{C}/M_A}{\frac{\rho}{M_{hh}}}$
$\bar{x}$	$\dfrac{x \,.\, M_A}{xM_A+(1-x)\,M_B}$	–	$\dfrac{X \,.\, M_A}{X \,.\, M_A+M_B}$	$\dfrac{\bar{X}}{1+\bar{X}}$	$\dfrac{C \,.\, M_A}{\rho}$	$\dfrac{\bar{C}}{\rho}$
X	$\dfrac{x}{1-x}$	$\dfrac{x \,.\, M_A}{x \,.\, M_A+(1-x)\,M_B}$	–	$\dfrac{x \,.\, M_A}{M_B}$	$\dfrac{C \,.\, M_{hh}}{\rho - CM_{hh}}$	$\dfrac{\bar{C}/M_A}{\frac{\rho}{M_{hh}}-\frac{\bar{C}}{M_A}}$
$\bar{X}$	$\dfrac{xM_A}{M_B}$	$\dfrac{\bar{x}}{1+\bar{x}}$	$\dfrac{x \,.\, M_A}{M_B}$	–	$\dfrac{C \,.\, M_A}{\rho - CM_A}$	$\dfrac{\bar{C}}{\rho-\bar{C}}$
C	$\dfrac{x}{\frac{x \,.\, M_A+(1-x)\,M_B}{\rho}}$	$\dfrac{\bar{x}}{M_A \,.\, \rho}$	$\dfrac{\bar{X}}{\frac{x \,.\, M_A+M_B}{\rho}}$	$\dfrac{\bar{X}/M_A}{\frac{\bar{x}+1}{\rho}}$	–	$\dfrac{\bar{C}}{M_A}$
$\bar{C}$	$\dfrac{xM_A \,.\, \rho}{x \,.\, M_A+(1-x)\,M_B}$	$\bar{x} \,.\, \rho$	$\dfrac{X \,.\, M_A \,.\, \rho}{X \,.\, M_A+M_B}$	$\dfrac{\bar{X} \,.\, \rho}{1+\bar{x}}$	$C \,.\, M_A$	–

Các giá trị của hệ số H cho một số dung dịch với nước của một số chất khí cho ở bảng 5.3.

Dùng giá trị $p^* = y^* P$ từ phương trình 5.1 để thay vào 5.2 ta được:

$$y^* = mx \tag{5.3}$$

với y^* – phần mol của cấu tử trong pha khí cân bằng với pha lỏng.

$m = H/P$ – hệ số vô thứ nguyên (hệ số phân bố) có giá trị không đổi cho một hệ lỏng – khí ở t = const và P = const.

Nếu hệ hai pha có ba cấu tử (pha khí A + B, pha lỏng A + C), ta biến đổi (5.3) theo x và y^* ra theo tỉ số mol hoặc tỉ số khối lượng X và Y^*, $\overline{X}$ và $\overline{Y}^*$ (bảng 5.2) ta được:

$$\frac{Y^*}{1+Y^*} = m\frac{X}{1+X} \tag{5.4}$$

$$\frac{\overline{Y}^*}{\overline{Y}^* + \frac{M_A}{M_B}} = \frac{\overline{X}}{\overline{X} + \frac{M_A}{M_C}} \tag{5.5}$$

với M_A – khối lượng mol của cấu tử A phân bố giữa hai pha;

M_B – khối lượng mol của cấu tử thứ hai trong hỗn hợp khí hai cấu tử;

M_C – khối lượng mol của cấu tử thứ hai trong hỗn hợp lỏng hai cấu tử.

Trường hợp nồng độ của cấu tử phân bố giữa pha lỏng và pha khí có giá trị thấp, $Y^* << 1$ và $X << 1$, các đại lượng Y^* và X trong mẫu số của (5.4) có thể bỏ qua:

$$Y^* = mX \tag{5.6}$$

Tương tự, khi $\overline{Y}^* << M_A/M_B$, từ (5.5) ta được:

$$\overline{Y}^* = m\frac{M_C}{M_B}\overline{X} \tag{5.7}$$

b) Định luật Raoult

$$p^* = P^\circ x \tag{5.8}$$

với p^* – áp suất riêng phần của cấu tử trong hỗn hợp khí (hơi) cân bằng với pha lỏng.

P° – áp suất hơi bão hòa của cấu tử nguyên chất, có giá trị thay đổi theo nhiệt độ;

x – phần mol của cấu tử trong pha lỏng.

Thay p^* trong (5.8) vào (5.1) ta được:

$$y^* = \frac{P^\circ}{p}x \tag{5.9}$$

với y^* là phần mol của cấu tử trong pha khí cân bằng với pha lỏng.

Bảng 5.3

Giá trị của hệ số Henry H cho dung dịch với nước của một số chất khí ($H \cdot 10^{-6}$, mmHg)

Khí	Nhiệt độ °C										
	0	5	10	15	20	25	30	40	60	80	100
Acetylen	0,55	0,64	0,73	0,82	0,92	1,01	1,11	–	–	–	–
Brom (khí)	0,0162	0,0209	0,0278	0,0354	0,0451	0,056	0,0688	0,101	0,191	0,307	–
Clor (khí)	0,204	0,25	0,297	0,346	0,402	0,454	0,502	0,6	0,731	0,73	–
Dioxidcarbon	0,553	0,666	0,792	0,98	1,08	1,24	1,41	1,77	2,59	–	–
Etylen	4,19	4,96	5,84	6,8	7,74	7,67	9,62	–	–	–	–
Etan	9,55	11,8	14,4	17,2	20	23	26	32,2	42,9	50,2	52,6
Hydrogen	44	46,2	48,3	50,2	51,9	53,7	55,4	57,1	58,1	57,4	56,6
Không khí	32,8	37,1	41,7	46,1	50,4	54,7	58,6	66,1	76,5	81,7	81,6
Metan	17	19,7	22,6	25,6	28,5	31,4	34,1	39,5	47,6	51,8	53,3
Monoxidcarbon	26,7	30	33,6	37,2	40,7	44	47,1	52,9	62,5	64,3	64,3
Nitrogen	40,2	45,4	50,8	56,1	61,1	65,7	70,2	79,2	90,9	95,9	95,4
Oxigen	19,3	22,1	24,9	27,7	30,4	33,3	36,1	40,7	47,8	52,2	53,3
Sulfurhidrogen	0,203	0,239	0,278	0,321	0,367	0,414	0,463	0,566	0,782	1,03	1,12

Với hỗn hợp hai cấu tử khí và cả hai cấu tử đều tuân theo định luật Raoult, phương trình (5.9) có dạng:

$$y^*_A = \frac{\alpha x_A}{1 + (\alpha - 1)x_A} \qquad (5.10)$$

với $\alpha = P^\circ_A/P^\circ_B$ – độ bay hơi tương đối.

P°_A – áp suất bão hòa của cấu tử dễ bay hơi (nhiệt độ sôi thấp hơn)

P°_B – áp suất hơi bão hòa của cấu tử khó bay hơi (nhiệt độ sôi cao hơn)

4. Số liệu thực nghiệm về thành phần cân bằng pha lỏng và pha hơi cho những dung dịch khác nhau được cho trong các tài liệu tham khảo.

5. Động lực của quá trình truyền khối – quá trình truyền một cấu tử từ pha này sang pha khác (ví dụ, từ pha lỏng Φ_x có nồng độ mol của cấu tử truyền khối là x tới pha khí Φ_y có nồng độ mol của cấu tử truyền khối là y) là do hai pha tiếp xúc nhau chưa đạt cân bằng. Nhiệt động hóa học xác định động lực ở cùng áp suất, nhiệt độ của hai pha là sự sai biệt hóa thế của cấu tử truyền khối ($\mu_x - \mu_y$). Khi hai pha đạt cân bằng hóa thế μ_x và μ_y bằng nhau.

Gọi μ^*_y là hóa thế trong Φ_y cân bằng với μ_x có giá trị bằng nhau, ta có biểu thức sau biểu diễn động lực của quá trình truyền khối:

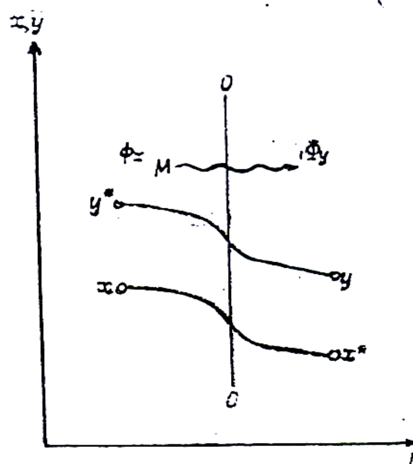
$$\mu_x - \mu_y = \mu^*_y - \mu_y \qquad (5.11)$$

Tương tự, thay hóa thế μ_y bằng hóa thế trong pha lỏng cân bằng với nó, $\mu*_x$, ta được:

$$\mu - \mu_y = \mu_x - \mu*_x \quad (5.12)$$

Qua các phương trình (5.11) và (5.12) cho thấy động lực của quá trình = sự sai biệt của hóa thế $(\mu_x - \mu_y)$ có thể biểu diễn theo hai cách theo pha lỏng hoặc theo pha khí. Cần nhớ rằng pha khí với $\mu*_y$ và y* và pha lỏng với $\mu*_x$ và x* là các giá trị giả định, chúng không có thực trong quá trình truyền khối (hình 5.1).

Trong tính toán thực tế, hóa thế được thay bằng nồng độ. Nồng độ là đại lượng đơn giản và dễ xác định. Nó cũng có thể biểu diễn sự sai lệch so với trạng thái cân bằng của hai pha Φ_x và Φ_y. Tuy nhiên, không giống như trường hợp hóa thế có giá trị bằng không khí hai pha đạt cân bằng sai biệt nồng độ giữa hai pha (x – y) trong trường hợp tổng quát không bằng không khí đạt cân bằng do đó không là độ đo sai biệt của các pha so với trạng thái cân bằng, nghĩa là không là động lực của quá trình truyền khối. Trong tính toán thực tế, động lực của quá trình truyền khối - sai biệt của hệ so với trạng thái cân bằng – được biểu diễn bằng sự sai biệt nồng độ (y* – y) hay (x – x*). Vì nồng độ có thể được biểu diễn theo những đơn vị khác nhau, nên động lực có thể có những giá trị khác nhau (xem ví dụ 5.3).



Hình 5.1. Sơ đồ quá trình truyền khối OO - bề mặt phân pha

6. Theo hai cách biểu diễn động lực của quá trình truyền khối – theo pha khí ($\Delta y = y^* - y$) hay theo pha lỏng ($\Delta x = x - x^*$) phương trình truyền khối, tương tự như phương trình truyền nhiệt, được biểu diễn theo hai dạng:

$$M = K_y \Delta y_m A \quad (5.13)$$

hay
$$M = K_x \Delta x_m A \quad (5.14)$$

với M - tốc độ truyền khối của cấu tử từ pha này sang pha kia, $\frac{\text{kmol}}{\text{s}}$

A - diện tích bề mặt truyền khối, m^2;

K_y - hệ số truyền khối tổng quát liên hệ với động lực Δy biểu diễn theo phần mol của cấu tử truyền trong pha khí, kmol/m^2.s (thường viết là kmol/m^2.s (Δy = 1);

K_x - hệ số truyền khối tổng quát liên hệ với động lực Δx biểu diễn theo phần mol của cấu tử truyền trong pha lỏng, kmol/m^2. s;

Δy_m và Δx_m – động lực trung bình của toàn quá trình.

Phương trình (5.13) và (5.14) có thể biểu diễn theo ΔY_m, ΔC_{y_m} và Δp_m thay vì Δy_m và ΔX_m hay ΔC_{x_m} thay vì Δx_m.

7. Giả sử là không có trở lực khuếch tán tại bề mặt tiếp xúc pha, phương trình cân bằng có dạng tuyến tính $y^* = mx$ hay $y^* = mx + b$, ta được quan hệ giữa hệ số truyền khối tổng quát K_y và K_x với các hệ số truyền khối k_y và k_x

$$K_y = \frac{1}{\dfrac{1}{k_y} + \dfrac{m}{k_x}} \qquad (5.15)$$

$$K_x = \frac{1}{\dfrac{1}{mk_y} + \dfrac{1}{k_x}} \qquad (5.16)$$

với m là hệ số góc đường cân bằng. Các hệ số truyền khối được biểu diễn $kmol/m^2.s$.

Các mẫu số của (5.15) và (5.16) là trở lực khuếch tán tổng cộng bằng tổng trở lực khuếch tán của pha khí và pha lỏng.

Khi trở lực khuếch tán chủ yếu nằm trong pha khí nghĩa là $m/k_x < 1/k_y$, ta có:

$$K_y \cong k_y \qquad (5.17)$$

Khi trở lực khuếch tán chủ yếu nằm trong pha lỏng nghĩa là $1/mk_y < 1/k_x$, ta có:

$$K_x \cong k_x \qquad (5.18)$$

Theo phương trình (5.15) và (5.16):

$$K_y = \frac{K_x}{m} \qquad (5.19)$$

8. Các số vô thứ nguyên chủ yếu của quá trình truyền khối ở trạng thái ổn định:

Số Sherwood $\quad Sh = \dfrac{kl}{D}$ (5.20)

Số Peclet $\quad Pe = \dfrac{vl}{D}$ (5.21)

Số Schmidt $\quad Sc = \dfrac{Pe}{Re} = \dfrac{\nu}{D}$ (5.22)

với k - hệ số truyền khối, m/s ($kmol/m^2.s.kmol.m^{-3}$ hay $kg/m^2.s.kg.m^{-3}$);

l – kích thước dài đặc trưng, m;

D - hệ số khuếch tán phân tử, m^2/s;

v - vận tốc pha khí hoặc lỏng, m/s;

ν - độ nhớt động học, m^2/s.

9. Khi không có số liệu thực nghiệm, hệ số khuếch tán của khí A trong khí B (hay khí B trong khí A) có thể được tính theo công thức:

$$D_k = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} T^{3/2}}{P(V_A^{1/3} + V_B^{1/3})^2}\left[\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}\right]^{1/2} \qquad (5.23)$$

với D_k - hệ số khuếch tán, m^2/s;

T - nhiệt độ, K;

P - áp suất tuyệt đối, at;

M_A và M_B - khối lượng phân tử của khí A và khí B;

V_A và V_B - thể tích phân tử của khí A và khí B được xác định là tổng thể tích nguyên tử của các nguyên tố tạo nên khí đó – xem thí dụ 5.6 (thể tích nguyên tử của một số nguyên tố và thể tích phân tử của một số khí cho ở bảng 5.4).

Theo (5.23) nếu biết giá trị hệ số khuếch tán D_1, ở nhiệt độ T_1 và áp suất P_1 thì giá trị D_2 ở nhiệt độ T_2 và áp suất P_2 có thể được tính theo phương trình:

$$D_2 = D_1 \frac{P_1}{P_2} \left(\frac{T_2}{T_1} \right)^{3/2} \tag{5.24}$$

Giá trị hệ số khuếch tán trong không khí cho một số khí và hơi cho trong bảng 5.4.

Bảng 5.4

Thể tích nguyên tử, cm^3/ng.tử		Thể tích mol, cm^3/mol	
B	27,9	Không khí	29,9
C	14,8	Br_2	53,2
Cl	24,6	Cl_2	48,4
H	3,7	CO	30,7
I	37,0	CO_2	34,0
N trong amin sơ cấp	10,5	COS	51,5
N trong amin thứ cấp	12,0	H_2	14,3
N với 2 nối bão hòa	15,6	H_2O	18,9
O trong acid	12,0	H_2S	32,9
O trong aldehid và ceton	7,4	I_2	71,5
O trong hợp chất với S, P, N	8,3	N_2	31,2
O trong ester	9,1	NH_3	25,8
O trong ether	9,9	NO	23,6
O trong ether, ester bậc cao	11,0	N_2O	36,4
O với 2 nối bão hòa	7,4	O_2	36,4
S	25,6	SO_2	44,8

Hằng số cấu trúc

Vòng benzen : – 15

Vòng Naphtalen: –30

Vòng Anthracen: –47,5

Bảng 5.5:

Hệ số khuếch tán cho khí và hơi trong, không khí ở điều kiện chuẩn.

Khí	$D^\circ \times 10^6$. m^2/s	D° . m^2/h
Amoniac	17,0	0,0612
Benzen	7,7	0,0277
Carbonic	13,8	0,0497
Carbon disulfur	8,9	0,0321
Dietil ether	7,8	0,028
Rượu etylic	10,2	0,0367
Hidrogen	61,1	0,22
Hidrogen clorur	13,0	0,0467
Rượu metylic	13,3	0,0478
Nitrogen	13,2	0,0475
Oxigen	17,8	0,064
Sulfur dioxid	10,3	0,037
Sulfur trioxid	9,4	0,034
Hơi nước	21,9	0,079

10. Hệ số khuếch tán trong chất lỏng D_1 ở 20°C có thể được tính theo công thức gần đúng:

$$D_1 = \frac{10^{-6}}{AB\mu^{1/2}(V_A^{1/3} + V_B^{1/3})^2}\left[\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}\right]^{1/2} \quad (5.25)$$

với D_1 – hệ số khuếch tán, m^2/s;

μ – độ nhớt động học của chất lỏng, N.s/m;

V_A và V_B – thể tích phân tử của dung chất và dưng môi;

M_A và M_B – khối lượng phân tử của dung chất và dung môi;

A và B = các hệ số phụ thuộc trên tính chất của dung chất và dung môi.

Giá trị của hệ số A cho một số chất tan trong nước:

Các chất khí	1
Rượu metlic	1,19
Rượu etylic	1,24
Acid acetic	1,27

Giá trị của hệ số B cho một số dung môi:

Nước	4,7
Rượu etylic	2,0
Rượu metilic	2,0
Aceton	1,15
Chất lỏng không kết hợp	1,0

Hệ số khuếch tán của khí trong chất lỏng D_t (ở nhiệt độ t) liên hệ với hệ số khuếch tán D_{20} (ở nhiệt độ 20°C) theo biểu thức gần đúng sau:

$$D_t = D_{20} [1 + b(t - 20)] \qquad (5.26)$$

trong đó hệ số nhiệt độ b có thể xác định theo công thức kinh nghiệm sau:

$$b = 0,2 \mu^{1/2} \rho^{-1/3} \qquad (5.27)$$

với μ – độ nhớt của chất lỏng ở 20°C, N.s/m;

ρ – khối lượng riêng của chất lỏng, kg/m^3.

Giá trị của hệ số khuếch tán cho một số chất khí trong nước được cho trong bảng 5.6.

Hệ số khuếch tán trong dung dịch loãng có thể được tính theo công thức:

$$D_1 = 7,4 \,.\, 10^{-12} \frac{(CM)^{1/2} T}{\mu V^{0,6}} \qquad (5.28)$$

trong đó D_1 - hệ số khuếch tán, m^2/s;

M - khối lượng phân tử của dung môi;

V - thể tích phân tử của chất khuếch tán;

T - nhiệt độ, K;

μ - độ nhớt của dung môi, N . s/m;

C - hệ số kể đến sự kết hợp của các phân tử dung môi.

Giá trị của hệ số C cho một số chất như sau:

Nước	2,6
Rượu metlic	1,9
Rượu etylic	1,5
Benzen, ether, heptan	1,0

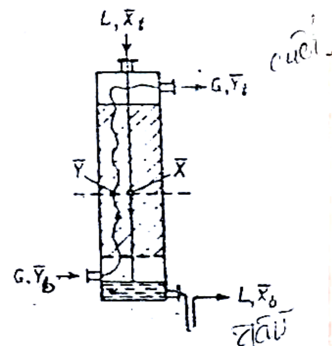
Bảng 5.6.

Hệ số khuếch tán của một số chất khí trong nước ở 20°C.

Khí	$D \,.\, 10^9$, m^2/s	$D \,.\, 10^6$, m^2/h
Amoniac	1,8	6,5
Dioxid carbon	1,8	6,5
Clor, sulfur hidrogen	1,6	5,8
Hidrogen	5,3	19,1
Clorur hidrogen (12°C)	2,3	8,3
Nitrogen	1,9	6,9
Oxigen	2,1	7,5

11. Cân bằng vật chất cho một tháp hấp thu (hình 5.2): Khi tính toán tháp hấp thu có dung môi lỏng không bay hơi, suất lượng (mol hay khối lượng) của dung môi và của khí trơ không hòa tan trong chất lỏng có giá trị không đổi theo chiều cao tháp. Biểu diễn nồng độ của cấu tử được hấp thu (dung chất) trong pha khí và pha lỏng theo tỉ số khối lượng (mol), ta được phương trình cân bằng vật chất sau (theo đơn vị khối lượng)

$$M = G_{tr}(\overline{Y}_b - \overline{Y}_t) = L_{tr}(\overline{X}_b - \overline{X}_t) \quad (5.29)$$



Hình 5.2. Sơ đồ tháp hấp thu.

với

M - tốc độ hấp thu của dung chất, kg/s;

G_{tr} và L_{tr} - theo thứ tự là suất lượng cấu tử trơ trong pha khí và trong pha lỏng, kg/s.

$\overline{Y}_b$ và $\overline{Y}_t$ - nồng độ của dung chất trong pha lỏng ở đáy và ở đỉnh của tháp hấp thu kg/kg dung môi.

Trên tọa độ $\overline{Y}$ theo $\overline{X}$, phương trình (5.29), với G_{tr} và L_{tr} không đổi, biểu diễn đoạn thẳng qua các điểm B $[\overline{X}_b, \overline{Y}_b]$ và $[\overline{X}_t, \overline{Y}_t]$ (hình 5.3). Phương trình đường này chính là đường làm việc:

$$\overline{Y} = \overline{Y}_t + \frac{L_{tr}}{G_{tr}}(\overline{X} - \overline{X}_t) \quad (5.30)$$

hay

$$\overline{Y} = \overline{Y}_b + \frac{L_{tr}}{G_{tr}}(\overline{X} - \overline{X}_b) \quad (5.31)$$

với $\overline{Y}$ và $\overline{X}$ là nồng độ của dung chất trong pha khí và pha lỏng tại một tiết diện bất kỳ của tháp hấp thu - hình 5.2. Giá trị của chúng thay đổi theo chiều cao của tháp.

Suất lượng của dung môi là

$$L_{tr} = \varphi L_{min} \quad (5.32)$$

với φ – hệ số dư lượng dung môi sử dụng, $\varphi > 1$

L_{min} – suất lượng tối thiểu của dung môi được xác định bằng đồ thị hình 5.3 hay theo phương trình:

$$L_{min} = \frac{M}{X*_b - X_t} \quad (5.33)$$

Thừa số hấp thu (trích ly) được định nghĩa:

$$e_a = \frac{\overline{Y}_b - \overline{Y}_t}{\overline{Y}_b} = \frac{Y_b - Y_t}{Y_b} \quad (5.34)$$

12. Động lực trung bình trong tháp hấp thu tiếp xúc pha liên tục: phương trình tổng quát cho quá trình truyền khối là:

$$A = \frac{M}{\overline{K}_y \Delta\overline{Y}_m} \tag{5.35}$$

với A - diện tích bề mặt truyền khối trong tháp hấp thu, m^2;

M - suất lượng cấu tử được hấp thu, kg/s;

$\overline{K}_y$ - hệ số truyền khối tổng quát, kg/m^2 . s.(kg/kg khí trơ);

$\Delta\overline{Y}_m$ - động lực trung bình.

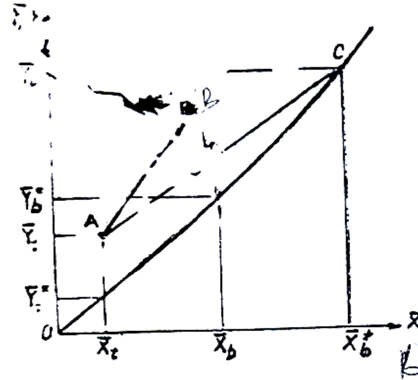
Để giải phương trình (5.35) giá trị $\Delta\overline{Y}_m$ được xác định như sau: Nếu trong khoảng $\overline{X}_t$ đến $\overline{X}_b$ (Hình 5.3) đường cân bằng là đường thẳng thì:

$$\Delta\overline{Y}_m = \frac{\Delta\overline{Y}_b - \Delta\overline{Y}_t}{\ln\dfrac{\Delta Y_b}{\Delta Y_t}} \tag{5.36}$$

với

$\Delta\overline{Y}_b = \overline{Y}_b - \overline{Y*}_b$ - động lực tại đáy tháp hấp thu khi $\overline{X} = \overline{X}_b$;

$\Delta\overline{Y}_t = \overline{Y}_t - \overline{Y*}_t$ - động lực tại đỉnh tháp hấp thu khi $\overline{X} = \overline{X}_t$.



Hình 5.3. Đường cân bằng và đường làm việc của tháp hấp thu.AB: đường làm việc; AC: đường làm việc giới hạn, Lmin; OC: đường cân bằng Y = f(X).*

Khi $0,5 \le \Delta Y_b/\Delta Y_t \le 2$ có thể dùng công thức đơn giản hơn sau đây để tính động lực trung bình trong tháp hấp thu:

$$\Delta\overline{Y}_m = \frac{\Delta\overline{Y}_b + \Delta\overline{Y}_t}{2} \tag{5.37}$$

Nếu đường cân bằng không là đường thẳng:

$$\Delta\overline{Y}_m = \frac{\overline{Y}_b - \overline{Y}_t}{\displaystyle\int_{\overline{Y}_t}^{Y_b} \frac{d\overline{Y}}{Y - Y*}} \tag{5.38}$$

Giá trị tích phân ở mẫu số của (5.38) được xác định bằng đồ thị. Một phương pháp khác để tính khi đường cân bằng được chia ra làm thành nhiều phần trong mỗi phần giả sử là đường thẳng và động lực trung bình trong mỗi phần được tính theo (5.36) và (5.37).

Khi tính toán tháp hấp thu, động lực cũng thường được tính theo đơn vị áp suất. Xem thí dụ 5.9.

13. Xác định đường kính của tháp hấp thu. Đường kính của tháp hấp thu D (m) được tính theo lưu lượng dòng khí:

$$D = \frac{Q_v}{0,785v} \tag{5.39}$$

với Q_v – lưu lượng của dòng khí qua tháp hấp thu, m^3/s;

v – vận tốc biểu kiến của dòng khí ứng với tổng tiết diện của tháp, m/s.

Vận tốc của pha khí v có thể được tính như sau:

Đầu tiên tính vận tốc biểu diễn của pha khí v_f ứng với điểm lụt (đảo pha) theo phương trình sau (với $\rho_1 >> \rho_k$).

$$\log\left(\frac{v_f^2 \sigma \rho_g \mu_l^{0,16}}{g V_t^3 \rho_l}\right) = C - 1,75\left(\frac{L}{G}\right)^{0,25}\left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{0,125} \tag{5.40}$$

với σ = diện tích bề mặt riêng của vật chêm, m^2/m^3;

g = gia tốc trọng trường, m/s^2;

V_t = thể tích tự do của tầng chêm, m^3/m^3;

ρ_g và ρ_l theo thứ tự là khối lương riêng chất khí và chất lỏng, kg/m^3;

μ_l – độ nhớt chất lỏng, kg/m . s;

L và G theo thứ tự là suất lượng dòng lỏng và dòng khí, kg/s;

C = 0,022 cho vật chêm vòng hay xoắn.

Vận tốc làm việc (biểu kiến) của pha khí được xác định, giả sử cho tháp hấp thu làm việc ở chế độ chảy màng là:

$$v = (0,75 \text{ đến } 0,9)\, v_f \tag{5.41}$$

Vận tốc biểu kiến của pha khí trong tháp chêm hoạt động trong điều kiện khí động tối ưu (điều kiện bắt đầu trạng thái nhũ tương) được xác định theo phương trình:

$$Re_g = 0,045 Ar^{0,57}\left(\frac{G}{L}\right)^{0,43} \tag{5.42}$$

trong đó: $$Re_g = \frac{v d_e \rho_g}{V_t \mu_g} = \frac{4 v \rho_g}{\sigma \rho_g} \tag{5.43}$$

v/V_t = vận tốc thực của pha khí trong vùng tự do của vật chêm, m/s.

Số Archimède $$Ar = \frac{d_e^3 \rho_g \rho_l g}{\mu_g^2} \tag{5.44}$$

$$d_e = \frac{4V_t}{\sigma} \tag{5.45}$$

với μ_g = độ nhớt của pha khí, kg/m . s.

14. Xác định chiều cao của tháp chêm dùng cho hấp thu.

a) Theo chiều cao của đơn vị truyền khối (HTU)

Diện tích bề mặt tiếp xúc pha trong tháp hấp thu trong điều kiện chảy màng là:

$$A = h_p A_c \sigma \Psi \tag{5.46}$$

với h_p = chiều cao của tầng chêm, m;

$A_c = \pi D^2/4$ tiết diện của tháp, m^2;

D = đường kính của tháp, m;

σ = diện tích bề mặt riêng của vật chêm khô, m^2/m^3;

Ψ = hệ số thấm ướt bề mặt vật chêm, vô thứ nguyên.

Chiều cao của tầng chêm là:

$$h_p = \frac{G_{tr}}{K_y A_c \sigma \Psi} \int_{\overline{Y}_t}^{\overline{Y}_b} \frac{d\overline{Y}}{Y - Y^*} = h_{oy} \cdot n_{oy} \tag{5.47}$$

với G_{tr} = suất lượng không đổi của dòng khí trơ qua tháp, kg/s hay kmol/s.

K_y = hệ số truyền khối trung bình, $\dfrac{kg}{m^2 . s . \left(\dfrac{kg}{kg\ khí\ trơ}\right)}$ hay $\dfrac{kmol}{m^2 . s . \left(\dfrac{kmol}{kmol\ khí\ trơ}\right)}$

$h_{oy} = \dfrac{G_{tr}}{K_y A_c \sigma \Psi}$ – chiều cao đơn vị truyền khối, m;

$n_{oy} = \displaystyle\int_{\overline{Y}_t}^{\overline{Y}_b} \frac{d\overline{Y}}{Y - Y*}$ – Số đơn vị truyền khối tổng cộng;

theo phương trình (5.38):

$$n_{oy} = \frac{\overline{Y}_b - \overline{Y}_t}{\Delta Y_m} \tag{5.48}$$

Nếu đường cân bằng là đường thẳng, động lực trung bình $\Delta\overline{Y}_m$ được tính theo (5.36) hay (5.37). Nếu đường cân bằng là đường cong, số đơn vị truyền khối n_{oy} được xác định bằng đồ thị hay bằng phương pháp tích phân bằng đồ thị (xem thí dụ 5.10).

Hệ số truyền khối theo thể tích K_{yv} được xác định theo:

$$K_{yv} = K_y \sigma \Psi = K_y a \tag{5.49}$$

với $a = \sigma\Psi$ là diện tích bề mặt thấm ướt riêng của vật chêm, m^2/m^3, khi $\Psi = 1$ ta có $a = \sigma$.

Chiều cao đơn vị truyền khối (HTU) được xác định:

$$h_{oy} = \frac{G}{K_y A_c \sigma \Psi} = \frac{G}{K_{yv} A_c} \tag{5.50}$$

b) *Theo chiều cao tương đương với một mâm lý thuyết* (HETP).

Chiều cao của tầng chêm h_p có thể được tính theo phương trình:

$$h_p = h_e n_{th} \tag{5.51}$$

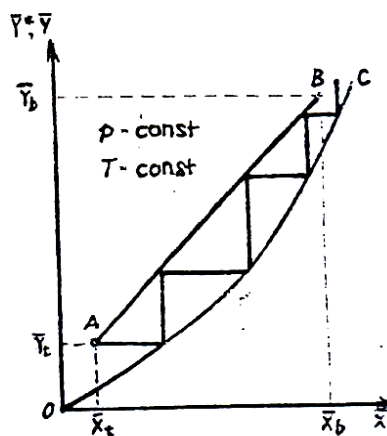
với

h_e – chiều cao tương đương với một mâm lý thuyết (được xác định bằng các số liệu thực nghiệm), m;

n_{th} – số mâm lý thuyết (số bậc thay đổi nồng độ).

Số mâm lý thuyết của tháp hấp thu thường được xác định bằng đồ thị (hình 5.4)

Trong hình này, AB là đường làm việc được vẽ theo (5.30) hay (5.31) và OC là đường cân bằng.



Hình 5.4. Xác định số bậc thay đổi nồng độ (mâm lý thuyết) trong tháp hấp thu.

15. Các công thức vô thứ nguyên để tính các hệ số cấp khối trong tháp chêm dùng cho quá trình hấp thu với vật chêm được xếp ngẫu nhiên và chế độ chảy màng.

a) Cho pha khí:

$$Sh_g = 0,407\, Re_g^{0,655}\, (Sc_g)^{0,33} \tag{5.52}$$

với:
$$Sh_g = \frac{k_g d_e}{D_g} \tag{5.53}$$

$$Re_g = \frac{4v\rho_g}{\sigma \mu_g} \tag{5.43}$$

$$Sc_g = \frac{\mu_g}{\rho_g D_g} \tag{5.54}$$

k_g – hệ số truyền khối của pha khí kmol/m^2.s.(kmol/m^3) = m/s;

D_g – hệ số khuếch tán của cấu tử được hấp thu trong pha khí, m^2/s.

Các ký hiệu còn lại xem phương trình (5.40) và (5.42). Phương trình (5.52) có giá trị với Re_g từ 10 đến 10.000.

b) Với pha lỏng:

$$Sh_l = 0,0021\, Re_l^{0,75}\, (Sc_l)^{0,5} \tag{5.55}$$

với
$$Sh_l = \frac{k_l \delta}{D_l}$$ (5.

$$Re_l = \frac{4L}{A_c \sigma \Psi \mu_l} \tag{5.57}$$

$$Sc_l = \frac{\mu_l}{\rho_l D_l}$$ (5

k_l – hệ số truyền khối trong pha lỏng, m/s;

$\delta = (\mu_l^2/\rho_l^2 g)^{1/3}$ – Bề dày thu gọn của lớp phim lỏng, m;

D_l – hệ số khuếch tán trong pha lỏng của cấu tử được hấp thu, m^2/s;

L – suất lượng của pha lỏng, kg/s.

Phương trình (5.57) được xác định như sau (các ký hiệu xem phương trình (5.40) và (5.46).

Chu vi thấm ướt chất lỏng của tháp hấp thu:

$$P = \frac{A}{h_p} = A_c \sigma \Psi \quad (5.59)$$

Vận tốc của lớp phim lỏng qua vật chêm là:

$$v_l = \frac{L}{\rho_l P \delta} = \frac{L}{\rho_l A_c \sigma \Psi \delta} \quad (5.60)$$

với δ là bề dày trung bình của lớp phim, m.

Đường kính tương đương của lớp phim là:

$$d = \frac{4P\delta}{P} = 4\delta \quad (5.61)$$

Thay các giá trị trên vào Re_l ta được phương trình (5.57).

$$Re_l = \frac{v_l d \rho_l}{\mu_l} = \frac{4L}{A_c \sigma \Psi \mu_l}$$

16. Đường kính và chiều cao của tháp mâm dùng cho quá trình hấp thu được xác định giống như cho quá trình chưng cất (xem chương 6). Đường kính của tháp mâm dùng cho hấp thu được tính theo (6.16) và (6.17) hay (6.18). Chiều cao của phần mâm dùng cho hấp thu được tính theo (6.19). Số mâm cần thiết được xác định bằng đồ thị bằng cách dùng các mối tương quan động học để tính hệ số truyền khối tổng quát hay HTU. Để tính gần đúng số mâm, xác định số bậc thay đổi nồng độ bằng đồ thị (xem hình 5.4) và số mâm n được xác định theo phương trình (6.20).

THÍ DỤ

Thí dụ 5.1: Một hỗn hợp lỏng chứa 58,8% mol toluen và 41,2% mol tetraclorua carbon (tcc). Xác định tỉ số khối lượng $\overline{X}$ của toluen (theo kg toluen/kg tcc) và nồng độ $\overline{c}_x$ khối lượng – thể tích (kg/m^3) của nó.

Giải:

Tỉ số khối lượng của toluen (bảng 5.2) là:

$$\overline{X} = \frac{M_t x}{M_{tcc}(1 - x)}$$

với M_t – khối lượng mol của toluen (92 kg/kmol);

M_{tcc} - khối lượng mol của tetraclorua (154kg/kmol);

x - phân mol của toluen.

Ta có:

$$\overline{X} = \frac{92 \,.\, 0{,}588}{154(1 - 0{,}588)} = 0{,}853 \text{ kgtoluen/kg tcc.}$$

Để tính nồng độ khối lượng thể tích của toluen $\overline{C}_x$, ta phải biết khối lượng riêng của hỗn hợp ρ. Để xác định ρ, ta tìm phân khối lượng $\overline{x}$ của Toluen. Từ bảng 5.2.

$$\overline{x} = \frac{\overline{X}}{1 + X} = \frac{0{,}853}{1{,}853} = 0{,}461$$

Tra sổ tay, tìm được khối lượng riêng của toluen $\rho_t = 870\,kg/m^3$ và khối lượng riêng của tetractoria carbon $\rho_{tcc} = 1630\,kg/m3$.

Giả sử không có sự biến đổi thể tích khi trộn hai chất này ta xác định thể tích của 1 kg hỗn hợp là:

$$\frac{0{,}461}{870} + \frac{0{,}599}{1630} = 0{,}862 \,.\, 10^{-3}\, m^3$$

Như vậy khối lượng riêng của hỗn hợp là:

$$\rho = \frac{1}{0{,}862 \,.\, 10^{-3}} = 1160 kg/m^3$$

Nồng độ khối lượng thể tích của toluen là:

$$\overline{c}_x = \rho\overline{x} = 1160 \,.\, 0{,}461 = 535 kg/m^3$$

Thí dụ 5.2: Không khí bão hòa hơi nước ở áp suất thường và nhiệt độ 34°C. Xác định áp suất riêng phần của không khí, phần thể tích (mol) và phần khối lượng của hơi nước trong hỗn hợp không khí – hơi nước và tỉ số khối lượng. Cả hai cấu tử của hỗn hợp là khí lý tưởng. Áp suất khi quyển là 745mmHg. Ngoài ra xác định khối lượng riêng của hỗn hợp không khí – hơi nước và so sánh nó với khối lượng riêng của không khí khô.

Giải:

Tra bảng Phụ lục 38 ta tìm được ở t = 34°C áp suất của hơi nước bão hòa là 40 mmHg. Áp suất này là áp suất riêng phần p_v của hơi nước trong hỗn hợp không khí – hơi nước, áp suất riêng phần của không khí là:

$$p_a = P - p_v = 745 - 40 = 705 mmHg$$

Phần mol hay phần thể tích của hơi nước trong hỗn hợp là:

$$y = \frac{p_v}{P} = \frac{40}{745} = 0{,}0537$$

Phần khối lượng của hơi nước là:

$$\overline{y} = \frac{M_v y}{M_v y + M_a(1 - y)} = \frac{18 \,.\, 0{,}0537}{18 \,.\, 0{,}0537 + 29(1 - 0{,}0537)} = 0{,}034$$

Tỉ số khối lượng là:

$$\overline{Y} = \frac{\overline{y}}{1-\overline{y}} = \frac{0,034}{1-0,034} = 0,0352 \text{ kg hơi nước/kg không khí.}$$

Ta tính khối lượng riêng của hỗn hợp như là tổng khối lượng riêng của hai cấu tử, được lấy theo áp suất riêng phần của mỗi cấu tử.

$$\rho_{hh} = \rho_a + \rho_v = \frac{M_a p_a T_o}{22,4TP_o} + \frac{M_v p_v T_o}{22,4TP_0} = \frac{T_o}{22,4TP_o}(M_a p_a + M_v p_v)$$

$$= \frac{273}{22,4 \,.\, 307 \,.\, 706}(29,705 + 18,40) = 1,105 \text{ kg/m}^3$$

Hoặc tính theo cách khác:

Khối lượng mol của hỗn hợp:

$$M_{hh} = M_v + M_a(1-y) = 18 \;\; 0.0537 + 29 \;\; 0,9463 = 28,4 \text{ kg/kmol}$$

Khối lượng riêng của hỗn hợp ở P = 745 mmHg và t = 34°C là:

$$\rho_{hh} = \frac{M_{hh} P T_o}{22,4 P_o T} = \frac{28,4 \,.\, 745 \,.\, 273}{22,4 \,.\, 760 \,.\, 307} = 1,105 \text{kg/m}^3$$

Khối lượng riêng của không khí khô ở cùng nhiệt độ và áp suất:

$$\rho_{kkk} = \frac{M_a P T_o}{22,4TP_o} = \frac{29 \,.\, 745 \,.\, 273}{22,4 \,.\, 307 \,.\, 760} = 1,13 \text{kg/m}^3$$

Thí dụ 5.3: Không khí ở áp suất 765mmHg chứa 14% (theo thể tích) acetylen (C_2H_2) và nước chứa acetylen hòa tan với nồng độ (a) $0,29 \,.\, 10^{-3}$ kg/kg nước và (b) $0,153 \,.\, 10^{-3}$ kg/kg nước được lần lượt cho tiếp xúc ở 25°C. Xác định (1) pha đầu và cuối của acetylen (2) động lực của quá trình chuyển pha tại thời điểm ban đầu (theo tỉ số mol). Các nồng độ cân bằng acetylen trong pha lỏng và pha khí được xác định theo định luật Henry.

Giải:

Định luật Henry biểu diễn theo (5.2) là:

$$p^* = H\,x$$

Tra bảng số liệu, hệ số Henry ở 25°C là H = $1,01.10^6$ mmHg. Áp suất riêng phần của acetylen trong không khí theo (5.1) là:

$$p_{ac} = yP = 0,14 \,.\, 765 = 107 \text{mmHg}$$

a) Phân mol của acetylen trong nước khi $\overline{X} = 0,29 \,.\, 10^{-3}$ kg acetylen/kg nước là:

$$x = \frac{\overline{X}}{\overline{X} + \dfrac{M_{Ac}}{M_{nc}}} = \frac{0,29 \,.\, 10^{-3}}{0,29 \,.\, 10^{-3} + \dfrac{26}{18}} = 0,2 \,.\, 10^{-3}$$

(1) Ở trạng thái cân bằng áp suất riêng phần của acetylen trong pha khí ứng với nồng độ pha lỏng là $x = 0,2 \,.\, 10^{-3}$ được tính theo định luật Henry:

$$p_* = Hx = 1{,}01 \,.\, 10^6 \,.\, 0{,}2 \,.\, 10^{-3} = 202\text{mmHg}$$

Áp suất riêng phần thực của acetylen trong pha khí là 107 mmHg. Do đó để hệ đạt cân bằng trong quá trình truyền khối, áp suất riêng phần của acetylen pha khí phải tăng lên, nghĩa là acetylen phải chuyển từ trong nước ra không khí.

Động lực của quá trình tại thời điểm ban đầu là:

Tính theo áp suất riêng phần của acetylen:

$$\Delta p_{ac} = p_* - p_{ac} = 202 - 107 = 95\text{mmHg}$$

Tính theo phần mol:

$$\Delta y = y_* - y = \frac{202}{765} - 0{,}14 = 0{,}264 - 0{,}14 = 0{,}124$$

Tính theo tỉ số mol:

$$\Delta Y = Y_* - Y = \frac{y_*}{1 - y_*} - \frac{y}{1 - y} = \frac{0{,}264}{1 - 0{,}264} = \frac{0{,}14}{1 - 0{,}14}$$

$$= 0{,}359 - 0{,}163 = 0{,}196 \text{ kmol acetylen/kmol không khí}$$

(2) Phép tính trên có thể biểu diễn theo thành phần của acetylen trong pha lỏng.

Ở điều kiện cân bằng với pha khí có áp suất riêng phần của acetylen trong pha khí là 107mmHg, nồng độ của acetylen trong pha lỏng được tính theo định luật Henry là:

$$x_* = \frac{p_{ac}}{H} = \frac{107}{1{,}01 \,.\, 10^6} = 0{,}106 \,.\, 10^{-3}$$

Phân mol thực của acetylen trong nước là lớn hơn. Do đó để đạt đến trạng thái cân bằng trong quá trình truyền khối, phân mol của acetylen trong nước phải giảm, nghĩa là acetylen sẽ chuyển từ trong nước ra không khí.

Động lực của quá trình tại thời điểm ban đầu là (tính theo nồng độ của acetylen trong pha lỏng):

theo phân mol $\Delta x = x - x_* = 0{,}2 \,.\, 10^{-3} - 0{,}0106 \,.\, 10^{-3} = 0{,}094 \,.\, 10^{-3}$

theo tỉ số mol $\Delta X = X - X_* = \dfrac{x}{1 - x} - \dfrac{x_*}{1 - x_*}$

Vì x và x* quá nhỏ so với 1 nên $\Delta X = 0{,}094 \,.\, 10^{-3}$ kmol acetylen nước.

b) Phân mol của acetylen trong nước:

$$x = \frac{18 \,.\, 0{,}153 \,.\, 10^{-3}}{26} = 0{,}106 \,.\, 10^{-3}$$

Acetylen không truyền từ pha này sang pha kia vì hai pha tiếp xúc nhau ở trạng thái cân bằng:

$$x = x^* = 0{,}106 \,.\, 10^{-3}$$

$$y = y^* = 0{,}14$$

Thí dụ 5.4: Trong một thiết bị truyền khối hoạt động ở áp suất tuyệt đối 3,1at, hệ số truyền khối trong mỗi pha như sau $k_y = 1,07\,kmol/m^2 . h\ (\Delta y = 1)$ và $k_x = 22 kmol/m^2 . h\ (\Delta x = 1)$. Thành phần cân bằng của pha lỏng và pha khí tuân theo định luật Henry như sau: $p* = 0,08 . 10^6 x$. Xác định (a) Hệ số truyền khối tổng quát K_y và K_x, (b) So sánh trở lực khuếch tán trong pha lỏng và trong pha khí.

Giải:

Đổi phương trình cân bằng ra dạng $y* = mx$

$$y* = \frac{p*}{P} x = \frac{0,08 . 10^6}{3,1 . 735} x = 35,1x$$

Hệ số truyền khối tổng quát:

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x}} = \frac{1}{\frac{1}{1,07} + \frac{35,1}{22}} = \frac{1}{0,935 + 1,595} = 0,396\,kmol/m^2h\ (\Delta y = 1)$$

$$K_x = \frac{1}{\frac{1}{mk_y} + \frac{1}{k_x}} = \frac{1}{\frac{1}{35,1 . 1,07} + \frac{1}{22}} = \frac{1}{0,0266 + 0,0455} = 13,9 kmol/m^2 . h\ (\Delta x = 1)$$

Tỉ số trở lực khuếch tán trong pha lỏng và khí theo động lực Δy là:

$$\frac{m}{k_x} : \frac{1}{k_y} = \frac{35,1}{22} : \frac{1}{1,07} = 1,71$$

Ta tính được cùng giá trị khi theo động lực Δx.

Trở lực khuếch tán trong pha lỏng lớn hơn trong pha khí là 1,71 lần.

Thí dụ 5.5: Hệ số truyền khối tổng quát trong một tháp hấp thu là $K_c = 10,4 kmol/m^2 . h\ (kmol/m^3)$. Khí trơ (không tan trong nước) là nitrogen. Áp suất tuyệt đối trong tháp là 760mmHg, nhiệt độ là 20°C. Xác định các giá trị của hệ số truyền khối tổng quát theo các đơn vị sau:

(1) $kmol/m^2 . h\ (\Delta y = 1)$ (2) $kmol/m^2 . h(mmHg)$

và (3) $kmol/m^2 . h$ (kg/kg khí trơ)

Giải:

Ta có các phương trình sau:

$$M = K_c \Delta C_y A = K_y \Delta y A = K_g \Delta p_i A$$

với M là tốc độ truyền khối, kmol/h.

Như vậy:

1) $K_c \Delta C_y = K_y \Delta y$ và $K_y = K_c \dfrac{\Delta C_y}{\Delta y}$

Ta có $C_y = \frac{\rho}{M_{hh}} y = \frac{PT_o}{22,4P_0T} y$ với $P = P_o$ nên

$$\frac{\Delta C_y}{\Delta y} = \frac{T_o}{22,4T} = \frac{273}{22,4 . 193} = 0,0416$$

$$K_y = K_c \frac{\Delta C_y}{\Delta y} = 10,4 . 0,0416 = 0,433 kmol/m^2 . h \ (\Delta y = 1)$$

2) $K_y \Delta y = K_g \Delta p_i$

Theo (6.1) ta có $y = p_i/P$ và $\Delta y = \Delta p_i/P$

$$K_g = K_y \frac{\Delta y}{\Delta p_i} = \frac{K_y}{P} = \frac{0,433}{760} = 5,69.10^{-4} \ kmol/m^2.h.mmHg$$

hay

$$\frac{5,69 . 10^{-4}}{3600 . 133,3} = 1,19 . 10^{-9} \ kmol/m^2 . Pa$$

3) Từ phương trình:

$$W = M_c M = M_c K_y \Delta y A = K_Y \Delta \overline{Y} A$$

với W là tốc độ truyền khối tính theo khối lượng, kg/h.

suy ra $K_Y = K_y M_c \frac{\Delta y}{\Delta Y}$

ta có $Y = \frac{M_c y}{M_{tr}(1-y)}$ với M_{tr} phân tử lượng của cấu tử trơ với y có giá trị nhỏ

$$\overline{Y} = \frac{M_c}{M_{tr}} y$$

Như vậy $\frac{\Delta y}{\Delta Y} = \frac{M_{tr}}{M_c}$

$$K_Y = K_y \frac{M_c \Delta y}{\Delta \overline{Y}} = K_y M_{tr} = 0,433 . 28 = 12,1 kg/m^2 . h \ (kg/kg \ khí \ trơ)$$

Thí dụ 5.6: Tính hệ số khuếch tán của khí sufur hidrogen trong nước ở 40°C.

Giải:

Đầu tiên ta tính hệ số khuếch tán ở 20°C theo (5.25):

$$D_{20} = \frac{10^{-6}}{AB\sqrt{\mu}(V_A^{1/3} + V_B^{1/3})^2} \left[\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}\right]^{1/2}$$

Với sufur hidrogen

$A = 1$

$V_A = 2 \cdot 3,7 + 25,6 = 33$

$M_A = 34$

Với nước

$B = 47$

$\mu = 1cp = 1mPa \cdot s$

$V_B = 2 \cdot 3,7 + 7,4 = 14,3$

$M_B = 18$

Thay vào phương trình:

$$D_{20} = \frac{10^{-6}}{4,7 \cdot 1(14,8^{1/3} + 33^{1/3})^2} \left[\frac{1}{18} + \frac{1}{34}\right]^{1/2} = 1,93 \cdot 10^{-9} \ m^2/s$$

Tính hệ số nhiệt độ b theo (5.27):

$$b = 0,2\mu^{1/2}\rho^{-1/3} = 0,2\sqrt{1} \cdot (1000)^{-1/3} = 0,02$$

Hệ số khuếch tán ở 40°C được tính theo (5.26) là:

$$D_{40} = 1,93 \cdot 10^{-9} [1 + 0,02(40 - 20)] = 2,7 \cdot 10^{-9} \ m^2/s$$

Để so sánh, ta có thể tính hệ số khuếch tán của sufur hitrogen trong nước ở 40°C theo (5.28) với giá trị độ nhớt của nước được xác định ở 40°C là $\mu = 0,656$ cP.

$$D_{40} = \frac{7,4 \cdot 10^{-12} (2,6 \cdot 18)^{0,5} \cdot 313}{0,656 \cdot 33^{0,6}} = 2,96 \cdot 10^{-9} \ m^2/s$$

Thí dụ 5.7: Xác định lượng acid sulfuric tiêu thụ để làm khô không khí trong điều kiện sau. Năng suất 500m^3/h không khí khô ở điều kiện chuẩn. Hàm lượng ẩm ban đầu là 0,016 kg/kg không khí khô, hàm lượng ẩm cuối cùng là 0,006 kg/kg không khí khô. Hàm lượng nước ban đầu trong acid là 0,6kg/kg acid, hàm lượng cuối là 1,4kg/kg acid. Không khí được làm khô ở điều kiện áp suất khí quyển.

Giải:

Khối lượng riêng của không khí ở điều kiện chuẩn là 1,293kg/m^3, suất lượng của dòng khí là:

$$G = 500 \cdot 1,293 = 646 \text{ kg/h}$$

Suất lượng của dòng acid là:

$$L_{tr} = G_{tr} \frac{\overline{Y}_b - \overline{Y}_t}{\overline{X}_b - \overline{X}_t} = 646 \frac{0,016 - 0,006}{1,4 - 0,6} = 8,1 \text{ kg/h}$$

Thí dụ 5.8: Một tháp dùng để hấp thu hơi aceton từ không khí bằng dung môi là nước với suất lượng 3000kg nước/h. Nhiệt độ trung bình trong tháp là 20°C. Hỗn hợp không khí aceton có nồng độ aceton là 6% theo thể tích được đưa qua tháp ở áp suất thường. Pha khí có lưu lượng là 1400m^3/h không khí tinh khiết (ở điều kiện chuẩn). Tháp hấp thu 98% aceton.

Phương trình của đường cân bằng là:

$$Y^* = 1,68X$$

với X và Y* được biểu diễn theo kmol aceton/kmol cấu tử trơ (nước hoặc không khí).

Tìm đường kính và chiều cao của tháp chêm được chêm bằng các vật chêm vòng Rasching có kích thước 25 . 25 . 3mm. Giả sử vận tốc của pha khí bằng 75% vận tốc ngập lụt.

Hệ số truyền khối tổng quát là K_Y = 0,4 kmol aceton/m^2 . h (kmol aceton/kmol không khí). Giả sử vật chêm được thấm ướt hoàn toàn.

Giải:

Lượng aceton được hấp thu là:

$$M = \frac{Q_t \cdot y \cdot e_a}{(1-y)22{,}4} = \frac{1400 \,.\, 0{,}06 \,.\, 0{,}98}{(1-0{,}06) \,.\, 22{,}4} = 3{,}9 \text{kmol/h}$$

Nồng độ ban đầu của aceton trong nước khi đưa vào tháp hấp thu là:

$X_t = 0$

Nồng độ aceton trong nước đi ra khỏi tháp hấp thu là:

$$X_b = \frac{M}{\dfrac{L_{tr}}{M_{nước}}} = \frac{3{,}9}{\dfrac{3000}{18}} = 0{,}0234 \text{kmol aceton/kmol nước}$$

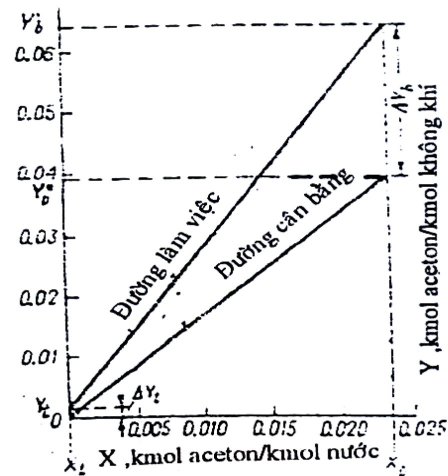
Nồng độ ban đầu của aceton trong không khí đi vào đáy tháp hấp thu là:

$$Y_b = \frac{y_b}{1-y_b} = \frac{0{,}06}{1-0{,}06} = 0{,}0639 \text{ kmol aceton/kmol không khí}$$

Nồng độ cuối của aceton trong không khí rời khỏi đỉnh tháp hấp thu:

$$Y_t = \frac{y_b}{1-y_b}(1-0{,}98) = \frac{0{,}06}{1-0{,}08}0{,}02 = 0{,}00128 \frac{\text{kmolaceton}}{\text{kmol không khí}}$$

Những điểm này được dùng để vẽ đường làm việc trên tọa độ X, Y (hình 5.5) cùng với đường cân bằng có phương trình Y* = 1,68X.



Hình 5.5. (Cho thí dụ 5.8)

Động lực của quá trình tại đáy tháp hấp thu:

$\Delta Y_b = Y_b - Y*_b$ = 0,0639 – 0,0393

= 0,0246kmol aceton/kmol không khí

với $Y*_b$ được tính theo phương trình đường cân bằng với X_b = 0,0234.

Động lực của quá trình tại đỉnh tháp hấp thu:

$\Delta Y_t = Y_t - Y*_t$ = 0,00128 – 0

= 0,00128 kmol aceton/kmol không khí.

Động lực trung bình logarit:

$$\Delta Y_m = \frac{\Delta Y_b - \Delta Y_t}{\ln \dfrac{\Delta Y_b}{\Delta Y_t}} = \frac{0{,}0246 - 0{,}00128}{\ln \dfrac{0{,}0246}{0{,}00128}} = 0{,}0079 \frac{\text{kmolaceton}}{\text{kmol không khí}}$$

Diện tích bề mặt truyền khối cần thiết được tính theo (5.35)

$$A = \frac{M}{K_y \Delta Y_m} = \frac{3,9}{0,4 \,.\, 0,0079} = 1230 m^2$$

Thể tích lớp vật chêm cần thiết để tạo nên diện tích bề mặt này (với $\varphi = 1$) là:

$$V = h_p A_c = \frac{A}{\sigma} = \frac{1230}{204} = 6 m^3$$

với $\sigma = 204 m^2/m^3$ là diện tích bề mặt riêng của vật chêm; (Bảng Phụ lục 17)

Xác định tiết diện của tháp hấp thu

Ta dùng phương trình (5.40) để tính vận tốc biểu kiến của pha khí v_f tại điểm ngập lụt (đảo pha), bỏ qua hàm lượng nhỏ của aceton trong pha lỏng và pha khí.

$$L = 3000 kg/h \,,\ \rho_g = \rho_o \frac{T_o}{T} = 1,293 \frac{273}{293} = 1,2 kg/m^3$$

$$G = 1400 \,.\, 1,29 = 1810 kg/h,\ \rho_l = 1000 kg/m^3$$

$$\frac{L}{G} = \frac{3000}{1810} = 1,66 \,,\ \rho_g/\rho_l = 1,2/1000 = 0,0012$$

$$\rho_l = 1 mPas \,,\ V_t = 0,74 m^3/m^3 \text{ (Phụ lục 17)}$$

Thay các giá trị trên vào (5.40):

$$\log \frac{v_f^2 \,.\, 204 \,.\, 0,0012}{9,81 \,.\, 0,74^3} \,.\, 1^{0,16} = 0,022 - 1,75 \,.\, 1,66^{0,25} \,.\, 0,0012^{0,125}$$

hay $\log 0,0616 v_f^2 = -0,825$

do đó $v_f = 1,56 m/s$

Theo điều kiện ban đầu, ta lấy vận tốc biểu kiến bằng 75% vận tốc ngập lụt:

$$v = 0,75 . v_f \doteq 0,75 \,.\, 1,56 = 1,17 \text{ m/s}$$

Tiết diện của tháp hấp thu là:

$$A_c = \frac{G}{3600 v \rho_g} = \frac{1810}{3600 \,.\, 1,17 \,.\, 1,2} = 0,358 m^2$$

Như vậy đường kính tháp hấp thu là:

$$D = \sqrt{\frac{0,358}{0,785}} = 0,675 m$$

Chiều cao cần thiết của lớp vật chêm là:

$$h_p = \frac{V}{A_c} = \frac{6}{0,358} = 16,8 m$$

Thí dụ 5.9: Xác định hệ số truyền khối tổng quát trong một tháp hấp thu với dung môi là nước. Khí CO_2 trong pha khí được hấp thu ở những điều kiện sau. Suất lượng của hỗn hợp khí là $5000m^3/h$ ở áp suất thường và nhiệt độ làm việc. Nước tinh khiết vào tháp hấp thu với suất lượng $650m^3/h$. Hàm lượng ban đầu của CO_2 trong pha khí là 28,4% (theo thể khí), hàm lượng cuối tại đỉnh của CO_2 trong pha khí là 0,2% (theo thể tích). Áp suất tuyệt đối trong tháp hấp thu là 16,5 at, nhiệt độ là 15°C. Tầng chêm gồm 2 phần: phần dưới được chêm bằng 3 tấn vòng sứ Rasching có kích thước 50 × 50 × 5mm, phần trên là 17 tấn vòng có kích thước 35 × 35 × 4mm. Giả sử vật chêm được thấm ướt hoàn toàn.

Giải:

Ta tính tổng diện tích bề mặt của vật chêm vòng sứ 50 × 50 × 5mm là:

$$A_1 = \frac{G_1}{\rho_1}\sigma_1 = \frac{3000}{530}87{,}5 = 495m^2$$

với $\rho_1 = 530kg/m^3$ khối lượng riêng xốp của vật chêm.

$\sigma_1 = 87{,}5m^2/m^3$ diện tích bề mặt riêng của vật chêm.

Tương tự diện tích bề mặt riêng của vật chêm 35 × 35 × 4mm:

$$A_2 = \frac{G_2}{\rho_2}\sigma_2 = \frac{17000}{505}140 = 4717m^2$$

Tổng diện tích bề mặt chêm $A = A_1 + A_2 = 495 + 4717 = 5212m^2$.

Lượng CO_2 được nước hấp thu:

Lượng CO_2 ban đầu trong dòng khí vào đáy tháp là:

$$5000 \,.\, 0{,}284 = 1420m^3/h$$

Lượng CO_2 trong dòng khí thải ra ở đỉnh tháp là:

$$\frac{5000 - 1420}{1 - 0{,}002}0{,}002 = 7{,}2m^3/h$$

Lượng CO_2 được nước hấp thu (ở p = 1at = 0,1mPa, t = 15°C) là:

$$Qva = 1420 - 7{,}2 = 1412{,}8m^3/h$$

hay $$G_a = \frac{QvaT_o}{T}\rho_o = \frac{1412{,}8 \,.\, 273}{273 + 15} \,.\, 1{,}976 = 2630kg/h$$

hay 2630/44 = 60kmol/h

với $1{,}976kg/m^3$ = khối lượng riêng của CO_2 ở điều kiện chuẩn;

44 kg/kmol = khối lượng phân tử của CO_2

Xác định động lực của quá trình hấp thu tại đáy tháp:

Áp suất tổng trọng tháp hấp thu là 16,5 . 98,1 = 1620 kPa và áp suất riêng phần của CO_2 tại đáy tháp là:

$$p_a = Py_a = 1620 \,.\, 0{,}284 = 460\text{kPa}$$

Phân mol của CO_2 trong nước tại đáy tháp:

$$x_b = \frac{G_a/M_a}{G_a/M_a + G_n/M_n} = \frac{2630/44}{2630/44 + 650.000/18} = 0{,}00166$$

Từ phụ lục 41 tra hệ số Henry cho CO_2 ở 15°C là $H = 0{,}93 \,.\, 10^6$ mmHg $= 0{,}124 \,.\, 10^6$. kPa. Như vậy áp suất riêng phần của CO_2 trong pha khí cân bằng với pha lỏng chảy ra khỏi tháp hấp thu, pt (5.2):

$$p*_b = Hx_b = 0{,}00166 \,.\, 0{,}124 \,.\, 10^6 = 206\text{kPa}$$

Động lực của quá trình hấp thu tại đáy tháp hấp thu là:

$$\Delta p_b = p_b - p*_b = 460 - 206 = 254\text{kPa}$$

Động lực của quá trình hấp thu tại đỉnh tháp hấp thu:

Áp suất riêng phần của CO_2 trong pha khí ra ở đỉnh tháp:

$$p_t = Py_t = 1620 \,.\, 0{,}002 = 3{,}24\text{kPa}$$

Vì nước vào ở đỉnh tháp là nước tinh khiết nên áp suất riêng phần của CO_2 trong pha khí cân bằng với nước là bằng không, như vậy động lực của quá trình hấp thu tại đỉnh tháp là:

$$\Delta p_t = p_t - p*_t = 3{,}24 - 0 = 3{,}24 \text{ kPa}$$

Động lực trung bình cho toàn quá trình là:

$$\Delta p_{tb} = \frac{254 - 3{,}24}{\ln \dfrac{254}{3{,}24}} = 57{,}4 \text{ kPa}$$

Hệ số truyền khối tổng quát là:

$$K_{\Delta p} = \frac{G_a}{A\Delta P_{tb}} = \frac{2630}{5212 \,.\, 57{,}4} = 0{,}0088 \frac{\text{kg}}{\text{h . m}^2 \text{. kPa}}$$

$$= 0{,}86\text{kg/h . m}^2 \text{ at}$$

Hệ số truyền khối tổng quát liên hệ với động lực (theo mmHg) là:

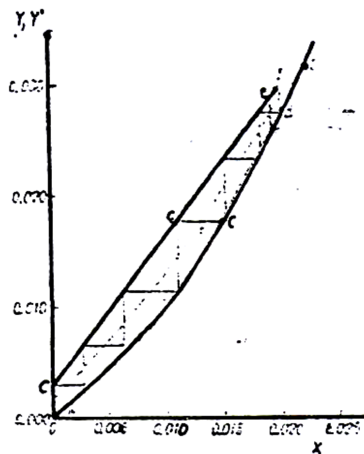
$$K_{\Delta P} = \frac{G_a}{A\Delta P_{tb}} = \frac{2630}{5212 \dfrac{57{,}4}{0{,}133}} = 0{,}0012\text{kg/m}^2 \text{ h mmHg}$$

Thí dụ 5.10: Một tháp hấp thu dùng để hấp thu NH_3 bằng dung môi là nước ở áp suất thường. Hàm lượng NH_3 ban đầu trong pha khí là 0,03 kmol/kmol khí trơ. Hiệu suất hấp thu là 90%. Dung dịch rời tháp hấp thu có nồng độ là 0,02kmol NH_3 /kmol nước. Tháp được duy trì ở nhiệt độ không đổi.

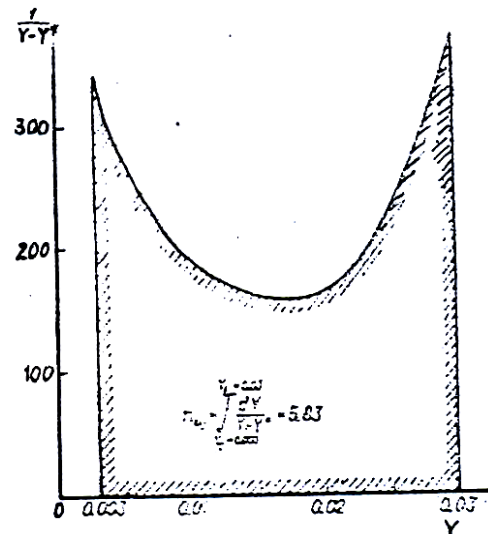
Số liệu nồng độ cân bằng của NH_3 trong pha khí và pha lỏng cho ở bảng sau. Xác định

số đơn vị truyền khối n_{oy} bằng hai cách (1) sử dụng giản đồ (2) tích phân bằng đồ thị.

X, kmol NH_3/kmol nước	Y*, kmol NH_3/kmol khí trơ
0	0
0,005	0,0045
0,010	0,0102
0,0125	0,0138
0,015	0,0183
0,020	0,0273
0,023	0,0327



Hình 5.6. (Cho thí dụ 5.10)



Hình 5.7. Xác định số đơn vị truyền khối bằng tích phân đồ thị (thí dụ 5.10)

Giải:

(1) Dùng số liệu ở bảng để vẽ đường cân bằng trên hình 5.6 (đường AB). Đường làm việc là đường CD đi qua điểm C có tọa độ $X_a = 0$, $Y_1 = 0,03\ (1 - 0,90) = 0,003$ (đỉnh tháp hấp thu) và điểm D có tọa độ $X_b = 0,02$, $Y_b = 0,03$ (đáy tháp hấp thu).

Số đơn vị truyền khối tổng quát n_{oy} được xác định như sau: Vẽ đường trung bình qua các trung điểm của các tung độ giữa đường làm việc và đường cân bằng (đường nét đứt). Sau đó vẽ bậc thang từ điểm C sau mỗi bậc thang có ab = bc. Mỗi bậc thang là một đơn vị truyền khối nghĩa là đó là một đoạn thiết bị tương đương với một bậc trong đó tạo nên sự biến đổi nồng độ làm việc $(Y_1 - Y_2)$ bằng với động lực trung bình trong đoạn đó $(Y - Y^*)_{tb}$.

Tổng cộng xác định được 5,82 bậc (số lẻ được xác định bằng tỉ số Dd/ef = 0,82)

(2) Để xác định số đơn vị truyền khối bằng tích phân đồ thị, ta dùng số liệu ở bảng 5.5 và hình 5.6 để tạo nên bảng 5.6.

Bảng 5.6

X	Y	Y*	Y – Y*	$\frac{1}{Y - Y*}$
0	0,003	0	0,003	333
0,005	0,0097	0,0045	0,0052	193
0,010	0,0165	0,0102	0,0063	159
0,0125	0,0200	0,0138	0,0062	161
0,015	0,0234	0,0183	0,0051	196
0,020	0,0300	0,0273	0,0027	371

Thí dụ 5.11. Xác định lưu lượng cực tiểu lý thuyết của dung môi lỏng có phân tử lượng 224 kg/kmol để hấp thu propan và butan từ hỗn hợp khí có lưu lượng $1000m^3$/h (điều kiện chuẩn). Nồng độ của propan và butan lần lượt là 15 và 10% theo thể tích. Tháp hấp thu hoạt động ở nhiệt độ 30°C, áp suất 3at (294 kPa). Độ hòa tan của propan và butan tuân theo Định luật Raoult.

Giải.

• Nồng độ cực đại (phân mol) của propan trong dung dịch rời tháp hấp thu (cân bằng với hỗn hợp khí vào) được xác định theo phương trình (5.9).

$$x^*_P = \frac{P}{P_P} y_P = \frac{294}{981} . 1,5 = 0,045$$

trong đó P_P = 981 kPa (10 at) là áp suất hơi bão hòa của propan ở 30°C.

Lượng propan trong dòng khí phải được hấp thu là

$$G_P = \frac{Q_v y_P}{22,4} = \frac{1000 . 0,15}{22,4} = 6,7 \text{ kmol/h}$$

Lưu lượng dung môi cực tiểu cần để hấp thu propan được xác định từ phương trình

$$\frac{L_{min} x^*_P}{1 - x^*_P} = G_P$$

vậy
$$L_{min} = \frac{G_P(1 - x^*_P)}{x^*_P} = \frac{6,7 . 0,955}{0,045} = 142 \text{ kmol h}$$

hay 142 . (224kg/kmol) = 31800 kg/h

Nồng độ cực đại của butan trong dung dịch rời khỏi tháp hấp thu

$$x^*_B = \frac{P}{P_B} y_B = \frac{294}{265} . 0,1 = 0,11$$

trong đó P_B = 265 kPa (2,7 at) là áp suất hơi bão hòa của butan ở 30°C.

Lượng butan được hấp thu là

$$G_B = \frac{Q_v y_B}{22,4} = \frac{1000 \,.\, 0,1}{22,4} = 4,47 \text{ kmol/h.}$$

Lưu lượng dung môi cực tiểu cần để hấp thu butan là

$$L_{min} = \frac{G_B(1 - x_B)}{x_B} = \frac{4,47 \,.\, 0,89}{0,11} = 36,1 \text{ kmol/h}$$

Lượng dung môi cực tiểu để hấp thu hoàn toàn butan là thấp hơn cho hấp thu propan nên lượng dung môi tính được ở trên là đủ để hấp thu hoàn toàn butan.

Thí dụ 5.12: Xác định hệ số truyền khối cho pha khí trong tháp chêm dùng để hấp thu sufur dioxid (SO_2) trong hỗn hợp với khí trơ (nitrogen) ở áp suất khí quyển. Nhiệt độ tháp hấp thu là 20°C và tháp hoạt động ở chế độ màng. Vận tốc biểu kiến của pha khí trong tháp hấp thu là 0,35 m/s. Vật chêm là các thỏi than có $\sigma = 42 m^2/m^3$ và $V_{td} = 0,58 m^3/m^3$.

Giải.

Theo phương trình (5.52) ta có

$$Sh_k = 0,407\, Re_k^{0,655} \,.\, (Sc_k)^{0,33}$$

trong đó $Re_k = \frac{4v\rho_k}{\sigma\mu_k} = \frac{4 \,.\, 0,35 \,.\, 1,16}{42 \,.\, 0,0175 \,.\, 10^{-3}} = 2210$

$$\rho_k = \frac{28 \,.\, 273}{22,4 \,.\, 293} = 1,16 \text{kg/m}^3$$

$$\mu_k = 0,0175 \,.\, 10^{-3} \text{ Pa . s (Phụ lục 6)}$$

Giả sử hệ số khuếch tán giống như trong không khí.

$$D_k = 10,3 \,.\, 10^{-6} \left(\frac{293}{273}\right)^{1,5} = 11,45 \,.\, 10^{-6} \text{ m}^2\text{/s (Phụ lục 42)}$$

$$Sc_k = \frac{\mu_k}{\rho_k D_k} = \frac{0,0175 \,.\, 10^{-3}}{1,16 \,.\, 11,45 \,.\, 10^{-6}} = 1,32$$

Số Sherwood để tính hệ số truyền khối là

$$Sh_k = 0,407 \,.\, 2210^{0,655} \,.\, 1,32^{0,33} = 69$$

$$k_k = \frac{Sh_k \,.\, D_k}{d_{td}}$$

Đường kính tương đương theo (5.45) là

$$d_{td} = \frac{4V_{td}}{\sigma} = \frac{4 \,.\, 0,58}{42} = 0,055 \text{m}$$

và hệ số truyền khối trong pha khí là

$$k_k = \frac{69 \,.\, 11,45 \,.\, 10^{-6}}{0,055} = 144 \,.\, 10^{-4} \text{ m/s}$$

BÀI TẬP

5.1. Trộn bezen và nitrobenzen với thể tích bằng nhau cho mỗi cấu tử. Giả sử thể tích hỗn hợp bằng tổng thể tích của các cấu tử, xác định khối lượng riêng của hỗn hợp, tỉ số khối lượng $\overline{X}$ của nitrobezen và nồng độ mole – thể tích C.

5.2. Một hỗn hợp lỏng có thành phần phần trăm mol như sau: cloroform: 20, aceton: 40 và disufur carbon: 40. Xác định khối lượng riêng của hỗn hợp trên nếu trộn lẫn các cấu tử không làm thay đổi thể tích.

5.3. Cho không khí bão hòa với hơi rượu êtylic. Áp suất tổng của hỗn hợp khí – hơi là 600 mmHg, nhiệt độ 60°C. Giả sử cả hai cấu tử của hỗn hợp là khí lý tưởng, xác định tỉ số khối lượng $\overline{Y}$ của hơi rượu etylic trong hỗn hợp và khối lượng riêng của hỗn hợp.

5.4. Hỗn hợp khí có thành phần theo phần trăm mol như sau: hydrogen: 26, metan: 60 etilen: 14. Áp suất tuyệt đối bằng 30 at, nhiệt độ 20°C. Giả sử hỗn hợp khí là khí lý tưởng, xác định nồng độ khối lượng – thể tích của hỗn hợp (kg/m^3).

5.5. Chứng minh phương trình:

$$y = \frac{C_y M_B}{\rho + C_y(M_B - M_A)}$$

không âm với giá trị bất kỳ của M_B và M_A.

5.6. Với các điều kiện của thí dụ 5.3(1), xác định động lực của quá trình truyền khối tại lúc bắt đầu quá trình theo pha khí và pha lỏng theo nồng độ mole – thể tích và nồng độ khối lượng – thể tích.

5.7. Hỗn hợp hơi cloroform – benzen có nồng độ 50% mole mỗi cấu tử được cho tiếp xúc với pha lỏng có 44% mole cloroform và 56% mole benzen. Hệ ở áp suất khí quyển. Xác định (a) các pha đầu và cuối của cloroform và benzen và (b). Động lực của quá trình truyền khối theo pha hơi và pha lỏng tại đầu vào của hơi tiếp xúc với lỏng (theo phần mol). Số liệu cân bằng cho ở bảng phụ lục 47.

5.8. Hỗn hợp không khí và hơi tetraclorur carbon được nén đến áp suất tuyệt đối 10 at và sau đó được làm lạnh. Tetraclorur carbon bắt đầu ngưng tụ ở 40°C. Xác định nồng độ phần trăm khối lượng của hỗn hợp không khí lúc đầu và sau khi ngưng tụ tại nhiệt độ 27°C. Áp suất hơi bão hòa của tetraclorur carbon cho ở phụ lục 14 và 24.

5.9. Hỗn hợp khí chứa 0,8% (theo thể tích) octan được nén đến áp suất tuyệt đối 5 at và làm lạnh đến 25°C. Xác định tỉ lệ ngưng tụ của octan: Tỉ lệ này thay đổi như thế nào khi làm lạnh đến 0°C. Áp suất hơi bão hòa của octan cho ở phụ lục 14.

5.10. Tính hệ số khuếch tán phân tử ở áp suất thường cho (a) hơi benzen trong hơi toluen ở nhiệt độ 100°C, (b) hơi rượu etylic trong hơi nước ở nhiệt độ 92°C.

5.11. Xác định hệ số truyền khối tổng quát trong tháp hấp thu bằng nước có $k_y = 2,76 \,.\, 10^{-3}$ kmol/m^2 . h . kPa, $k_x = 1,17 \,.\, 10^{-4}$ m/s và áp suất tuyệt đối 1,07 at. Phương trình đường cân bằng theo phân mol là $y^* = 1,02\,x$.

5.12. Xác định động lực trung bình và số đơn vị truyền khối tổng quát N_{tOG} khi hơi benzen được hấp thu từ pha khí bằng dầu. Nồng độ ban đầu của benzen trong dòng khí là 4%

(theo thể tích), 80% benzen được hấp thu. Nồng độ benzen trong pha lỏng rời tháp hấp thu là 0,02 kmol benzen/kmol dầu. Dầu vào tháp hấp thu không chứa benzen. Phương trình đường cân bằng theo tỉ số mol là Y* = 0,126 X

5.13. Khí SO_2 được hấp thu vào nước từ khí trơ (nitrogen) trong một tháp hấp thu hoạt động ở áp suất thường 760 mmHg. Hàm lượng ban đầu của SO_2 trong dòng khí là 5% theo thể tích. Nước ở nhiệt độ 20°C có lưu lượng lớn hơn lưu lượng tối thiểu 20%. Mức độ hấp thu CO_2 đạt 90%. Xác định (1) lưu lượng nước cần để hấp thu 1000kg/h SO_2, (2) động lực trung bình của quá trình, (3) số đơn vị truyền khối tổng quát N_{tOG}. Đường cân bằng có thể giả sử là đường thẳng qua hai điểm: (1) áp suất riêng phần của SO_2 trong pha khí p = 39 mmHg, $\overline{X}$ = 0,007 kg SO_2/kg nước, (2) p = 26 mmHg, $\overline{X}$ = 0,005 kg SO_2/kg nước.

175000 kg/h, 5,67 mmHg, 6,02.

5.14. Một tháp chêm được dùng để hấp thu hơi rượu metylic vào nước từ dòng khí ở áp suất thường, nhiệt độ 27°C. Hàm lượng của hơi rượu metylic trong dòng khí đi vào tháp là 100 g/m3 khí trơ (thể tích khí lấy ở điều kiện làm việc). Tại đầu ra từ tháp hấp thu pha lỏng có thể đạt nồng độ là 67% nồng độ tối đa (nghĩa là cân bằng với dòng khí vào). Phương trình đường cân bằng theo tỉ số mol là Y* = 1,15 X. Tỉ lệ hấp thu là 98%. Hệ số truyền khối tổng quát là $K_x = 0{,}5 \text{kmol rượu}/m^2 . h$. (kmol rượu/kmol nước). Lưu lượng khí trơ là 1200 m^3/h (điều kiện làm việc). Tháp hấp thu chứa vật chêm là vòng Raschig bằng sứ có diện tích bề mặt riêng 190m^2/m^3. Hệ số thấm ướt vật chêm là Ψ = 0,87. Vận tốc biểu kiến của dòng khí trong tháp hấp thu là v = 0,4m/s. Xác định lưu lượng nước và chiều cao của tháp chêm.

1475 kg/h, 7,2

5.15. Một tháp hấp thu có đường kính 0,5m được dùng để hấp thu NH_3 từ dòng khí có lưu lượng 550m^3/h (760 mmHg, 20°C), nồng độ NH_3 là 2,8% theo thể tích. Nước vào tháp là tinh khiết ở áp suất thường. Tỉ lệ hấp thu là 0,95. Lưu lượng nước lớn hơn lưu lượng cực tiểu 40%. Xác định: (1) lưu lượng nước, (2) số đơn vị truyền khối tổng quát N_{tOG}, (3) chiều cao tháp chêm bằng vật chêm là vòng sứ Raschig có kích thước 50 . 50.5mm. Hệ số truyền khối tổng quát là $K_y = 0{,}001 \text{kmol} NH_3/m^2.s$. (kmol NH_3/kmol không khí)}. Số liệu cân bằng pha lấy trong thí dụ 5.10. Hệ số thấm ướt vật chêm là Ψ = 0,9.

5.16. Thiết lập công thức xác định chiều cao đơn vị truyền khối trong tháp chêm cho pha lỏng k_x từ phương trình vô thứ nguyên 5.55.

5.17. Tháp hấp thu NH_3 từ không khí bằng nước được chêm bằng các vật chêm có diện tích bề mặt riêng là 89,5 m^2/m^3. Thể tích tự do của vật chêm là 0,79 m^3/m^3. Nhiệt độ làm việc là 28°C, áp suất tuyệt đối 1 at. Hàm lượng trung bình của NH_3 trong hỗn hợp khí là 5,8% theo thể tích. Vận tốc khối lượng của dòng khí vào tháp là 1,1 kg/m^2 . s. Xác định hệ số truyền khối cho pha khí.

5.18. Tính hệ số truyền khối cho pha lỏng. Trong tháp chêm dùng để hấp thu CO_2 vào nước ở 20°C. Mật độ tưới của nước là 60m^3/m^2 . h. Vật chêm là vòng Raschig 35 . 35 . 4mm. Hệ số thấm ướt vật chêm Ψ = 0,86.

5.19. Xác định hệ số truyền khối pha khí trong tháp hấp thu hơi benzen ở các điều kiện sau: tháp chêm bằng các thanh có kích thước 12,5 × 100mm đặt cách nhau b = 25mm (đường kính tương đương 0,05m); vận tốc biểu kiến của pha khí dựa trên tiết diện của tháp bằng 0,95 m/s; khối lượng riêng pha khí bằng 0,5 kg/m^3; độ nhớt động học là 0,013 m Pa . s; hệ số khuếch tán của benzen trong pha khí là 16 . 10^{-6} m^2/s. Tháp làm việc theo chế độ chảy màng.

5.20. Xác định đường kính và chiều cao tháp mâm dùng để hấp thu NH_3 vào nước từ hỗn hợp không khí – NH_3 ở áp suất thường, nhiệt độ 20°C. Hàm lượng NH_3 ban đầu trong hỗn hợp khí là 7% (theo thể tích). Tỉ lệ hấp thu là 90%. Lưu lượng khí trơ (không khí) là 10.000 m^3/h ở điều kiện làm việc. Xem đường cân bằng là đường thẳng có phương trình theo tỉ số khối lượng là $\overline{Y}* = 0,61\overline{X}$. Vận tốc biểu kiến của pha khí trong tháp là 0,8 m/s. Khoảng cách mâm là 0,6m và hiệu suất mâm trung bình bằng 0,62. Lượng dung môi sử dụng bằng 1,3 lượng dung môi tối thiểu.

D = 2,5m; H = 5,4m.

5.21. Dùng các điều kiện của bài tập trước, xác định (1) chiều cao của tháp chêm được chêm bằng các vòng sứ Raschig có kích thước 50 . 50 . 5mm. Giả sử chiều cao phần chêm tương đương một mâm lý thuyết bằng 0,85m và (2) hệ số truyền khối tổng quát K_y kg NH_3/m^2 . s, (kg NH_3/kg không khí). Hệ số thấm ướt vật chêm bằng 0,9.

5.22. Dùng số liệu của bài tập 5,20 và 5.21, xác định chiều cao của tháp chêm bằng cách tính số đơn vị truyền khối tổng quát N_{tOG} và chiều cao một đơn vị truyền khối tổng quát N_{tOG}.

5.23. Tháp hấp thu hơi benzen từ hỗn hợp khí bằng một loại dung môi dạng dầu có phân tử lượng bằng 260 kg/kmol. Áp suất trung bình của tháp hấp thu là 800 mmHg, nhiệt độ 40°C. Lưu lượng của hỗn hợp khí hơi là 3600 m^3/h điều kiện làm việc. Nồng độ benzen. Trong dòng khí vào tháp là 2% (theo thể tích) và được hấp thu 95% benzen. Nồng độ của dung môi sau khi tái sinh đi vào tháp có nồng độ 0,2% mol benzen. Suất lượng dung môi sử dụng bằng 1,5 lần lượng dung môi tối thiểu. Đường cân bằng tuân theo định luật Ranoult và quan hệ Y = f(X) là đường thẳng với X < 0,1 kmol benzen/kmol dung môi.

Xác định:

(1) Lưu lượng của dung môi theo kg/h (12,3 tấn'h)

(2) Nồng độ benzen trong dòng dung dịch ra khỏi tháp hấp thu. (0,0611 kmol benzen/kmol dung môi).

(3) Đường kính và chiều cao của tháp chêm với vận tộc biểu kiến của pha khí là 0,5m/s và chiều cao đơn vị truyền khối tổng quát H_{tOG} = 0,9m (1,59m và 7,02m).

(4) Chiều cao của tháp mâm nếu hiệu suất mâm trung bình bằng 0,67 và khoảng cách mâm là 0,4m (4m).

5.24. Khí SO_2 được hấp thu từ dòng khí vào nước trong một tháp chêm có đường kính 1m. Hàm lượng ban đầu của SO_2 trong dòng khí là 7% (theo thể tích). Tỉ lệ hấp thu là 0,9. Dung dịch rời tháp hấp thu có nồng độ 0,0072 kg SO_2/kg nước. Hệ số truyền khối tổng quát trong tháp hấp thu là $K_y = 0,005\,kg\,SO_2/m^2$. s. (kg SO_2/kg không khí). Vật chêm

là vòng sứ Raschig 50 . 50. 5mm. Vật chêm được thấm ướt hoàn toàn Ψ = 1. Chiều cao đơn vị truyền khối tổng quát là H_{tOG} = 1,17m. Xác định lưu lượng của nước trong tháp hấp thu. ($30m^3/h$)

5.25. Benzen được hấp thu với lưu lượng 300kg/h từ hỗn hợp khí – hơi trong tháp hấp thu ở áp suất thường, nhiệt độ 20°C. Hàm lượng ban đầu của hơi benzen trong hỗn hợp là 4% (theo thể tích).

Tỉ lệ hấp thu là 0,85. Dung môi tái sinh vào tháp hấp thu có nồng độ 0,0015 kmol benzen/kmol dung môi. Vận tốc biểu kiến của dòng khí trong tháp là 0,9 m/s. Phương trình đường cân bằng là $Y^* = 0{,}2\ X$ với X và Y^* là tỉ số mol. Lượng dung môi sử dụng bằng 1,4 lần lượng tối thiểu. Xác định đường kính tháp hấp thu và nồng độ benzen trong dòng dung dịch ra khỏi tháp hấp thu (1,03m, 0,149 kmol benzen/kmol dung môi).

CHƯƠNG 6

CHƯNG CẤT

CÔNG THỨC TÍNH

1. Phương trình cho quá trình chưng đơn giản:

$$\ln\frac{F}{W} = \int_{x_W}^{x_F}\frac{dx}{y^* - x} \qquad (6.1)$$

trong đó F – lượng hỗn hợp ban đầu đem chưng;

W – lượng hỗn hợp còn lại trong nồi (sản phẩm đáy) sau khi chưng;

y^* và x – lần lượt là các nồng độ cân bằng của cấu tử dễ bay hơi trong pha khí và trong pha lỏng.

x_F – nồng độ của cấu tử dễ bay hơi trong hỗn hợp ban đầu;

x_W – hàm lượng của cấu tử dễ bay hơi trong sản phẩm đáy.

Lượng sản phẩm chưng thu được là (sản phẩm chính):

$D = F - W$

Thành phần trung bình của sản phẩm đỉnh là:

$$x_D = \frac{Fx_F - Wx_W}{F - W} \qquad (6.2)$$

Các phương trình (6.1) và (6.2) có thể áp dụng với mol và nồng độ phân mol, hoặc khối lượng và nồng độ phần khối lượng.

2. Khi chất lỏng được chưng với hơi nước (hoặc khí trơ) lượng hơi nước tiêu thụ được tính theo phương trình:

$$G_W = G\,\frac{M_W(P - p)}{Mp\varphi} \qquad (6.3)$$

trong đó G_W – lượng chất lỏng đem chưng, kg;

M_W và M – lần lượt là khối lượng mol của nước và của chất lỏng đem chưng.

P – áp suất hơi bão hòa của chất lỏng đem chưng tại nhiệt độ chưng.

p – áp suất tổng của hỗn hợp hơi;

φ – hệ số bão hòa (xét đến trường hợp không bão hòa giữa hơi nước và hơi của chất được chưng), trong tính toán thường giả sử bằng 0,7 - 0,9.

3. Các phương trình cân bằng vật chất cho tháp chưng cất liên tục lần lượt là (hình 6.1):[1]

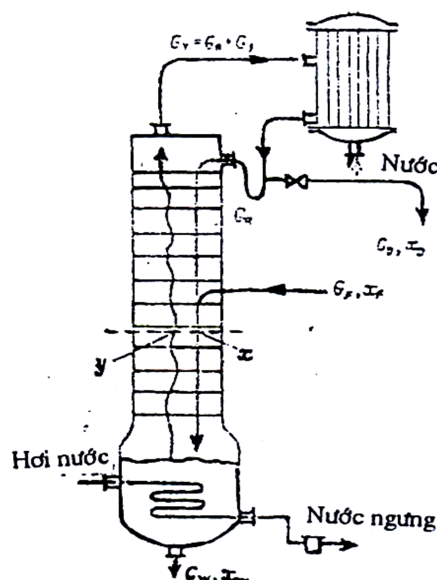
$$G_F = G_D + G_W \qquad (6.4)$$

$$G_F x_F = G_D x_D + G_W x_W \qquad (6.5)$$

Trong đó:

G_F , G_D , G_W – theo thứ tự lần lượt là suất lượng khối lượng hoặc suất lượng mol của nhập liệu, sản phẩm đỉnh, sản phẩm đáy.

x_F , x_D , x_W – lần lượt là phần khối lượng hoặc phần mol của cấu tử dễ bay hơi trong nhập liệu, sản phẩm đỉnh và sản phẩm đáy.



Hình 6.1. Sơ đồ tháp chưng cất.

4. Phương trình đường làm việc cho tháp chưng cất là:

(a) phần cất (luyện):

$$y = \frac{R}{R+1} + \frac{x_D}{R+1} \qquad (6.6)$$

(b) phần chưng:

$$y = \frac{R+f}{R+1}x - \frac{f-1}{R+1}x_W \qquad (6.7)$$

Trong tháp chưng cất, suất lượng mol tổng cộng của pha lỏng và pha hơi giả sử không đổi dọc theo chiều cao của tháp, do đó trong các phương trình (6.6) và (6.7) sử dụng suất lượng mol và thành phần là phần mol.

Trong điều kiện nhập liệu vào tháp ở trạng thái lỏng sôi, suất lượng của dòng lỏng ở phần cất (phía trên dòng nhập liệu) không đổi dọc theo chiều cao tháp và bằng G_R, trong phần chưng (dưới dòng nhập liệu) bằng $G_R + G_F$ (hình 6.1), suất lượng mol tổng cộng của dòng hơi trong cả phần chưng và phần cất bằng nhau và không đổi theo chiều cao tháp và bằng G_V.

y và x là thành phần (phần mol) của cấu tử dễ bay hơi trong pha hơi và pha lỏng chưa cân bằng tại một tiết diện bất kỳ của tháp, chúng thay đổi theo chiều cao tháp. Với tháp mâm, y là phần mol của cấu tử dễ bay hơi trong pha hơi đi vào một mâm từ bên dưới, x là phần mol của cấu tử dễ bay hơi trong pha lỏng chảy xuống từ mâm đó, $R = G_R/G_D$ là tỉ số

(1) Các phương trình dưới đây chỉ áp dụng cho trường hợp chưng cất được gia nhiệt gián tiếp bằng hơi nước. Khi chưng cất bằng hơi nước trực tiếp những hỗn hợp có nước, các phương trình cân bằng vật chất và phương trình đường làm việc phần chưng của tháp sẽ thay đổi (xem thí dụ 6.16)

hoàn lưu với G_R là suất lượng mol của dòng hoàn lưu; $f = \frac{G_F}{G_D} = \frac{(x_D - x_W)}{(x_F - x_W)}$ là suất lượng mol tương đối của dòng nhập liệu (cho mỗi mol sản phẩm đỉnh).

Khi dùng suất lượng mol tương đối các phương trình cân bằng vật chất của tháp (6.4) và (6.5) trở thành:

$$f = 1 + \omega \tag{6.8}$$

$$fx_F = x_D + \omega x_W \tag{6.9}$$

trong đó $\omega = G_W/G_D = (x_D - x_F)/(x_F - x_W)$ – suất lượng mol tương đối của dòng sản phẩm đáy.

5. Tỉ số hoàn lưu tối thiểu R_{min} cho tháp chưng cất liên tục khi đường cân bằng không có khoảng lõm, nhập liệu ở trạng thái lỏng sôi được xác định theo phương trình:

$$R_{min} = \frac{x_D - y^*_F}{y^*_F - x_F} \tag{6.10}$$

Với x_D – phần mol của cấu tử bay hơi trong sản phẩm đỉnh;

x_F – phần mol của cấu tử dễ bay hơi trong nhập liệu;

y^*_F – phần mol của cấu tử dễ bay hơi trong pha hơi cân bằng với x_F.

Tỉ số hoàn lưu làm việc (thực) là:

$$R = \varphi R_{min} \tag{6.11}$$

với φ là hệ số hoàn lưu dư.

Trong tính toán tháp chưng cất, tỉ số hoàn lưu thực thường được xác định theo công thức:

$$R = 1{,}3R_{min} + 0{,}3 \tag{6.12}$$

Để tìm hiểu thêm về tỉ số hoàn lưu tối ưu, xem các tài liệu tham khảo liên hệ.

Nếu đường cân bằng có điểm lõm hoặc nhập liệu không ở trạng thái lỏng sôi, giá trị R_{min} được xác định bằng đồ thị (xem thí dụ 6.16)

6. Lượng nhiệt cung cấp cho nồi đun của tháp, chưng cất liên tục được xác định từ phương trình cân bằng nhiệt cho tháp với thiết bị ngưng tụ hoàn lưu (hình 6.1).

$$Q_b = Q_c + G_DH_D + G_WH_W + Q_t - G_FH_F \tag{6.13}$$

trong đó:

Q_b – lượng nhiệt cung cấp do hơi nước ngưng tụ cho chất lỏng sôi trong nồi đun, W;

Q_c – lượng nhiệt thải ra do hơi ngưng tụ trong thiết bị ngưng tụ hoàn lưu. W;

Q_t – nhiệt tổn thất ra môi trường ngoài của tháp, W;

G_F , G_D , G_W suất lượng nhập liệu, sản phẩm đỉnh, sản phẩm đáy, kg/s;

H_F , H_D , H_W – enthalpy tương ứng của các dòng, J/kg.

Từ (6.13) ta có:

$$Q_b = Q_c + G_D C_D t_D + G_W C_W t_W + Q_t - Q_F C_F t_F \quad (6.14)$$

với C_D, C_W, C_F – nhiệt dung riêng của các dòng tương ứng, $\frac{J}{kg^\circ.C}$

t_D, t_W, t_F – nhiệt độ của các dòng tương ứng, °C.

Lượng nhiệt lấy ra ở thiết bị ngưng tụ hoàn lưu là:

$$Q_c = G_D (1 + R) r_D \quad (6.15)$$

với r_D – nhiệt lượng riêng của hơi trong thiết bị ngưng tụ hoàn lưu, J/kg.

7. Đường kính của tháp mâm chưng cất được xác định theo phương trình.

$$D = \frac{Q_V}{0,785v} \quad (6.16)$$

Trong đó: Q_V – lưu lượng của pha hơi qua tháp, m^3/s;

v – vận tốc của pha hơi dựa trên tổng tiết diện của tháp, m/s.

Vận tốc tối ưu cho phép của pha hơi trong tháp được tính theo công thức:

$$v = C\sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad (6.17)$$

trong đó: C – hệ số tùy thuộc trên cấu tạo của mâm, khoảng cách mâm, áp suất làm việc trong tháp và tải trọng của chất lỏng trong tháp;

ρ_L và ρ_V – khối lượng riêng của pha lỏng và pha hơi, kg/m^3.

Khi $\rho_L >> \rho_V$, ta có:

$$v = C\sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_V}} \quad (6.18)$$

Sự phụ thuộc của hệ số C vào khoảng cách mâm h trong tháp chưng cất hoạt động ở áp suất thường với tải trọng pha lỏng trung bình được cho trong hình (6.2).

Sau khi xác định được đường kính tháp theo (6.16) đường kính tháp sẽ được điều chỉnh lại theo tiêu chuẩn.

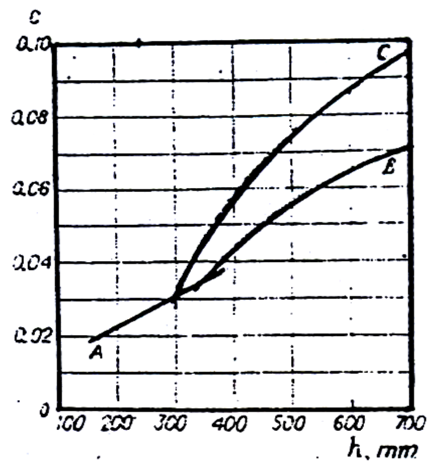
8. Chiều cao của tháp mâm để chưng cất (khoảng cách giữa mâm đỉnh và mâm đáy) được xác định theo phương trình:

$$Z = (n - 1)\,h \quad (6.19)$$

với n = số mâm thực của tháp chưng cất.

h = khoảng cách mâm.

Số mâm thực n được xác định qua các mối quan hệ động học, các phương trình truyền khối



Hình 6.2. Các giá trị của hệ số C, A, B mâm có chóp tròn; C: mâm xuyên lỗ.

(hay số đơn vị truyền khối) trong pha hơi và pha lỏng trên mâm.

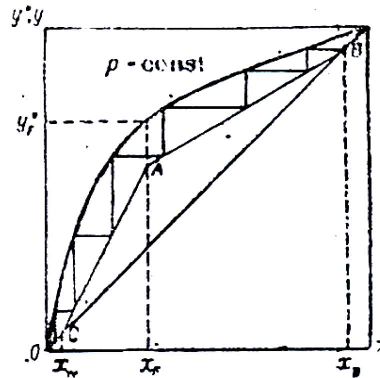
Trong các phép tính gần đúng, phương pháp đơn giản nhất để xác định số mâm thực là sử dụng đồ thị hiệu suất tổng quát (hiệu suất tháp) E.

$$n = \frac{n_{lt}}{E} \qquad (6.20)$$

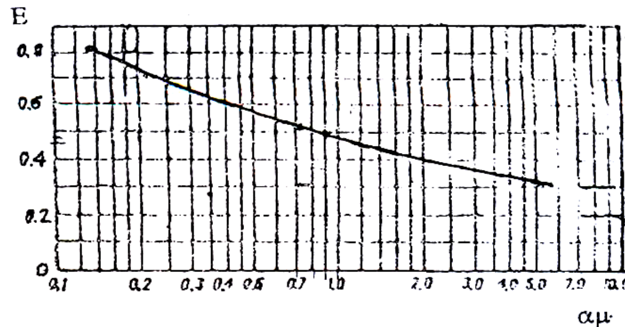
trong đó: n_{lt} là số mâm lý thuyết (lý tưởng) là số bậc biến đổi nồng độ được vẽ giữa đường cân bằng và đường làm việc trên đồ thị x, y (hình 6.3).

Giá trị của hiệu suất tháp E phụ thuộc vào các điều kiện thực tế của quá trình truyền khối trên mâm, quá trình này phụ thuộc vào nhiều thông số (kích thước và cấu tạo của mâm), các thông số thủy động lực học, tính chất hóa lý của pha hơi và pha lỏng). Giá trị của E được xác định theo các số liệu thực nghiệm, thường là từ 0,3 đến 0,8.

Trên các mâm có dòng chảy giao dòng giữa pha lỏng và pha hơi, khi tăng chiều dài đường đi của pha lỏng nghĩa là tăng thời gian chất lỏng ở trên mâm sẽ làm cho quá trình truyền khối xảy ra tốt hơn, giá trị của E tăng.



Hình 6.3. Xác định bằng đồ thị số bậc thay đổi nồng độ (mâm lýthuyết) của tháp chưng cất. AB: đường làm việc phần cất; AC: đường làm việc phần chưng.



Hình 6.4. Giản đồ để xác định gần đúng hiệu suất năm tổng quát.

Hình 6.4 cho các giá trị của E theo số liệu thực nghiệm cho các tháp chưng cất công nghiệp có đường kính tương đối nhỏ. Hiệu suất được vẽ theo tích số giữa độ bay hơi tương đối α của cấu tử được phân tách và độ nhớt động học của chất lỏng nhập liệu μ(cP) tại nhiệt độ trung bình của tháp.

Khi xác định hiệu suất tổng quát cho tháp có đường kính lớn (có chiều dài đường đi của chất lỏng l lớn hơn 0,9m), giá trị E xác định từ hình 6.4 được điều chỉnh thêm với hệ số hiệu chỉnh Δ có giá trị cho bởi hình 6.5 với các hỗn hợp có tích số $\alpha\mu$ từ 0,1 đến 1,0:

$$E_c = E(1 + \Delta) \qquad (6.21)$$

9. Hiệu suất Murphree cho một mâm được định nghĩa theo:

$$E_M = \frac{y_2 - y_1}{y*_1 - y_1} \qquad (6.22)$$

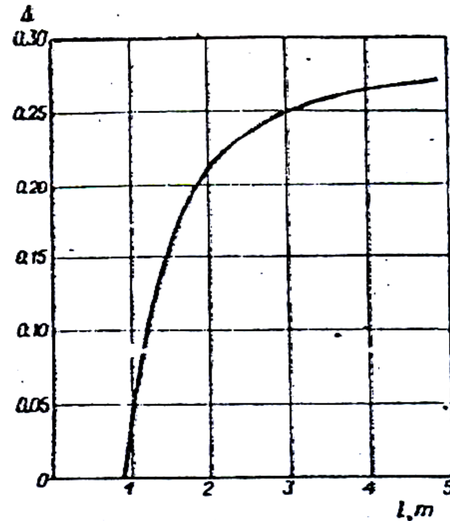
trong đó

y_1 – phần mol của cấu tử dễ bay hơi trong pha hơi đi vào mâm từ bên dưới;

y_2 – phần mol của cấu tử dễ bay hơi trong pha hơi rời khỏi mâm ở bên trên;

$y*_1$ – phần mol của cấu tử dễ bay hơi trong pha hơi cân bằng với pha lỏng rời khỏi mâm.

Nếu chất lỏng trên mâm hòa tan hoàn toàn vào nhau thì $y*_1$ cân bằng với phần mol của cấu tử dễ bay hơi trong pha lỏng trên mâm.



Hình 6.5. Sự tùy thuộc của hệ số hiệu chỉnh Δ trên chiều dài l của dòng chảy pha lỏng trên mâm.

10. Đường kính và chiều cao của tháp chêm dùng để chưng cất được tính giống như cho tháp chêm để hấp thu (Ch. 5).

Đường kính của tháp chêm được tính theo (5.39), vận tốc biểu kiến của pha hơi ở điểm lụt v_l khi $\rho L >> \rho V$ được cho bởi phương trình (5.40) nhưng với giá trị khác cho C. Với tháp chưng cất, C = 0,125.

Vận tốc biểu kiến của pha hơi trong tháp chêm dùng cho chưng cất làm việc ở điều kiện bắt đầu sủi bọt được xác định theo (5.42).

Chiều cao phần chêm h_c trong điều kiện tiếp xúc pha ở chế độ chảy màng được xác định riêng biệt cho mỗi phần của tháp theo phương trình:

$$h_c = \frac{G}{K_y A_c a \Psi} \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{y* - y} = h_{oy} \cdot n_{oy} \qquad (6.23)$$

tương tự như (5.47)

Trong phương trình (6.23):

G – suất lượng mol không đổi của pha hơi dọc theo chiều cao thấp, kmol/s;

K_y – hệ số truyền khối tổng quát, kmol/m^2.s. ($\Delta y = 1$);

$A_c = \pi D^2/4$ – tiết diện của tháp, m^2;

a – diện tích bề mặt riêng của vật chêm, m^2/m^3;

Ψ – hệ số thấm ướt vật chêm, vô thứ nguyên;

y^* và y – phần mol cân bằng và phần mol làm việc của cấu tử dễ bay hơi trong pha hơi.

Chiều cao tương đương của tháp chêm, h_{td} (tại điểm đảo pha) dùng cho chưng cất hoạt động ở điều kiện nhủ tương có thể được xác định theo phương trình (5.3).

$$\frac{h_{td}}{d_{td}} = 5{,}2\, Re_V^{0,2} \left(\frac{G}{L}\right)^{0,35} \left(\frac{\rho_L}{\rho_V}\right)^{0,2} \frac{\log \frac{L}{mG}}{1 - m\frac{G}{L}} \quad (6.24)$$

với $d_{td} = 4V_r/a$ – đường kính tương đương của vật chêm, m;

$$Re_V = 4v\rho_V/\sigma\mu_V \quad (5.43)$$

G/L – tỉ số giữa suất lượng pha hơi và suất lượng pha lỏng, với phần cất

$G/L = (R + 1)/R$, với phần chưng $G/L = (R + 1)/(R + f)$

m – hệ số góc đường cân bằng.

Chiều cao phần chêm được xác định theo phương trình (5.51).

CÁC THÍ DỤ

Thí dụ 6.1: Tính thành phần của pha hơi cân bằng với pha lỏng, ở 50°C, là hỗn hợp hexan và nước giả sử rằng chúng hoàn toàn không hòa tan.

Giải:

Áp suất hơi bão hòa của hexan ở 50°C là 400 mmHg (Hình phụ lục 17) của nước ở 50°C là 92,5 mmHg (bảng phụ lục 38). Do tính không hòa tan hoàn toàn vào nhau, nên áp suất riêng phần p_i của mỗi cấu tử bằng với áp suất hơi bão hòa của nó không phụ thuộc vào sự có mặt của cấu tử khác.

$$P = p_h + p_n = P_h + P_n = 400 + 92{,}5 = 492{,}5 \text{ mmHg}$$

Phân mol của hexan trong pha hơi được xác định theo:

$$y_h = \frac{p_h}{P} = \frac{400}{492{,}5} = 0{,}812$$

Phân mol của nước là:

$$y_h = \frac{p_n}{P} = \frac{92{,}5}{492{,}5} = 0{,}188$$

Thí dụ 6.2: Xác định nhiệt độ sôi ở áp suất thường cho hỗn hợp lỏng toluen và nước cho biết chúng hoàn toàn không hòa tan.

Giải

Hỗn hợp đã cho sôi ở nhiệt độ tại đó tổng các áp suất hơi bão hòa (bằng áp suất riêng phần) của toluen và của nước bằng 760 mmHg.

Theo đồ thị hình phụ lục 24 cho thấy giao điểm của đường áp suất hơi bão hòa của toluen và của nước (lấy từ 760mmHg xuống) tương ứng với nhiệt độ 84°C. Vì giao điểm của

hai đường cong tương ứng với nhiệt độ tại đó tổng hai áp suất hơi bão hòa bằng 760mmHg, nên đó chính là nhiệt độ sôi của hỗn hợp.

Thí dụ 6.3: Tính thành phần của pha hơi cân bằng, ở 60°C, với hỗn hợp lỏng gồm 40% mol benzen và 60% toluen, biết rằng hỗn hợp tuân theo định luật Raoult. Tìm thành phần của hỗn hợp lỏng benzen, toluen sôi ở 90°C dưới áp suất 760mmHg.

Giải:

Áp suất hơi bão hòa của benzen và toluen ở 60°C được xác định từ hình phụ lục 24, với benzen P_B = 385 mmHg, với toluen P_T = 140mmHg.

Áp suất riêng phần của benzen và toluen được xác định theo:

$$p_B = P_B \cdot x_B = 385 \cdot 0{,}4 = 154 \text{ mmHg}$$

$$p_T = P_T(1 - x_B) = 140\ (1 - 0{,}4) = 84 \text{ mmHg}$$

Áp suất tổng là:

$$P = p_B + p_T = 154 + 84 = 238 \text{ mmHg}$$

Thành phần của pha hơi được xác định theo:

$$y_B = \frac{p_B}{P} = \frac{154}{238} = 0{,}647$$

Như vậy pha hơi có 64,7% mol benzen và 35,3% mol toluen.

Để xác định thành phần của hỗn hợp lỏng sôi ở 90°C dưới áp suất 760 mmHg ta viết phương trình:

$$P = P_B x_B + P_T\ (1 - x_B) \text{ hay } 760 = 1013\ x_B + 408\ (1 - x_B)$$

Giải ra ta được x_B = 0,582 và x_T = 0,418.

Trong đó 1013 và 408 lần lượt là áp suất hơi bão hòa của benzen và của toluen ở 90°C, mmHg.

Thí dụ 6.4: Tính thành phần cân bằng pha và thiết lập đồ thị cân bằng trong tọa độ t – xy và y* – x cho hỗn hợp benzen – toluen ở áp suất thường. Biết rằng hỗn hợp tuân theo định luật Raoult.

Giải:

Để tính thành phần cân bằng pha ta dùng phương trình:

$$p_B = P_B x$$

$$p_T = P_T(1 - x)$$

Theo định luật Dalton, ta có:

$$P = p_B + p_T = P_B x + P_T(1 - x)$$

từ đó: $x = \dfrac{P - P_T}{P_B - P_T}$

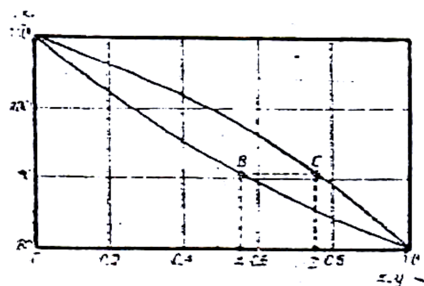
theo phương trình: $y* = \dfrac{P_B}{P}x$

với x và y* là phần mol của benzen trong pha lỏng và trong pha hơi cân bằng với nó. Tính toán được trình bày trong bảng 6.1.

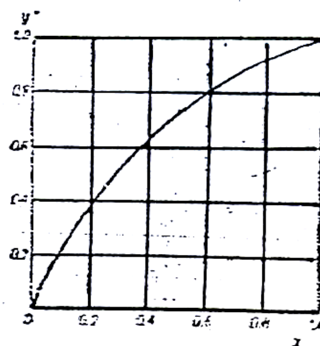
Bảng 6.1

t°C	P_B mmHg	P_T mmHg	$x = \frac{P - P_T}{P_B - P_T}$	$y* = \frac{P_B x}{P}$
80	760	300	1	1
84	852	333	$\frac{760 - 333}{852 - 333} = 0{,}823$	$\frac{852}{760} . 0{,}823 = 0{,}923$
88	957	379,5	$\frac{760 - 379{,}5}{957 - 379{,}5} = 0{,}659$	$\frac{957}{760} . 0{,}659 = 0{,}830$
92	1078	432	$\frac{760 - 432}{1078 - 432} = 0{,}508$	$\frac{1078}{760} . 0{,}508 = 0{,}720$
96	1204	492,5	$\frac{760 - 492{,}5}{1204 - 492{,}5} = 0{,}376$	$\frac{1204}{760} . 0{,}376 = 0{,}596$
100	1344	559	$\frac{760 - 559}{1344 - 559} = 0{,}256$	$\frac{1344}{760} . 0{,}256 = 0{,}453$
104	1495	625,5	$\frac{760 - 625{,}5}{1495 - 625{,}5} = 0{,}155$	$\frac{1495}{760} . 0{,}155 = 0{,}304$
108	1659	704,5	$\frac{760 - 704{,}5}{1659 - 704{,}5} = 0{,}058$	$\frac{1659}{760} . 0{,}058 = 0{,}128$
110	1748	760	0	0

Ta vẽ đồ thị t - xy (hình 6.6) và y* theo x (hình 6.7)



Hình 6.6. (Cho thí dụ 6.4 và 6.5)



Hình 6.7. (Cho thí dụ 6.4)

Thí dụ 6.5: Dùng đồ thị t – xy (hình 6.6) để xác định thành phần của pha hơi cân bằng và nhiệt độ sôi của pha lỏng chứa 55% mol benzen và 45% mol toluen.

Giải:

Vẽ đường ABCD trên hình 6.6 ta tìm thấy (a) nhiệt độ sôi khoảng 91°C và (b) thành phần của pha hơi cân bằng là 75% mol benzen và 25% mol toluen.

Thí dụ 6.6: Đem chưng 2500kg dầu thông bẩn bằng hơi nước bão hòa trực tiếp ở áp suất thường (760 mmHg). Hỗn hợp ban đầu chứa 88% khối lượng dầu thông và 12% khối lượng nước có nhiệt độ là 30°C. Không gia nhiệt bên ngoài.

Áp suất tuyệt đối của hơi trong ống dẫn là 1,5 at. Hệ số bão hòa của hơi nước với dầu thông là $\varphi = 0{,}7$. Xác định: Lượng hơi nước cần dùng để chưng, thành phần khối lượng và thành phần mol của hơi chưng được, áp suất riêng phần của dầu thông và hơi nước trong pha hơi. Giả sử rằng, nhiệt tổn thất ra môi trường xung quanh bằng 1/10 lượng nhiệt tiêu thụ hữu ích. Khối lượng mol của dầu thông là 136kg/kmol, nhiệt dung riêng của dầu thông là $1{,}76 \,.\, 10^3$ J/kg°C, nhiệt lượng riêng hóa hơi là $310 \,.\, 10^3$ J/kg.

Giải:

Xác định nhiệt độ chưng và áp suất hơi bão hòa của dầu thông, từ hình phụ lục 24. Nhiệt độ chưng là 96°C, $P_T = 115$ mmHg.

Lượng hơi nước đi ra cùng với hơi dầu thông được xác định theo

$$G_W = G\,\frac{M_W(P - p)}{M_p\varphi} = 2500 \,.\, 0{,}88\,\frac{18(760 - 115)}{136 \,.\, 115 \,.\, 0{,}7} = 2333\text{kg}$$

Phần khối lượng của các cấu tử trong hỗn hợp hơi là:

dầu thông $\quad \bar{y}_T = \dfrac{G_T}{G_T + G_W} = \dfrac{2500 \,.\, 0{,}88}{2500 \,.\, 0{,}88 + 2333} = 0{,}485$

hơi nước $\quad \bar{y}_W = 1 - \bar{y}_T = 1 - 0{,}485 = 0{,}515$

Phần mol là: $y_T = \dfrac{\bar{y}_T/M_T}{\bar{y}_T/M_T + \bar{y}_W/M_W} = \dfrac{0{,}485/136}{\dfrac{0{,}485}{136} + \dfrac{0{,}515}{18}} = 0{,}110$

$$y_W = 1 - y_T = 1 - 0{,}110 = 0{,}89$$

Áp suất riêng phần của các cấu tử trong pha hơi ở áp suất tổng cộng 760 mmg là

$$p_T = P \,.\, y_T = 760 \,.\, 0{,}11 = 84 \text{ mmHg}$$

$$p_W = P - p_T = 760 - 84 = 676 \text{ mmHg.}$$

Nhiệt lượng tiêu hao gồm:

(a) để gia nhiệt hỗn hợp đầu từ 30°C đến nhiệt độ chưng 96°C.

Dầu thông $\quad 2500 \,.\, 0{,}88 \,.\, 1{,}76.10^3\ (96 - 30) = 256 \,.\, 106$ J

Nước $\quad 2500 \,.\, 0{,}12 \,.\, 4{,}19.10^3\ (96 - 30) = 83 \,.\, 10^6$ J

$$Q_h = (256 + 83)10^3 = 339 \,.\, 10^6\text{J}$$

(b) để bốc hơi dầu thông

$$Q_V = 2500 \cdot 0,88 \cdot 310 \cdot 10^3 = 682 \cdot 10^6 \text{ J}$$

(c) để bù vào nhiệt tổn thất ra môi trường xung quanh.

$$Q_l = 0,1 (Q_h + Q_V) = 0,1(339 + 682)10^6 = 102 \cdot 10^6 \text{J}$$

Tổng nhiệt lượng tiêu hao là:

$$Q_T = Q_h + Q_V + Q_l = (339 + 682 + 102)\ 10^6 = 1123 \cdot 10^6 \text{ J}$$

Xác định lượng hơi cần thiết. Từ bảng phụ lục 57, xác định được nhiệt độ của hơi nước bão hòa là 110,7°C tương ứng với áp suất tuyệt đối trong ống dẫn là 1,5 at. Lượng hơi nước đi ra cùng với dầu thông là 2333kg ở nhiệt độ chưng là 96°C. Như vậy hơi nước đã được làm nguội từ 110,7 xuống 96°C, lượng nhiệt được cung cấp là:

$$Q_t = G_W C_W (t_{bh} - t_c) = 2333 \cdot 1,97 \cdot 10^3 (110,7 - 96) = 67,6 \cdot 10^6 \text{J}$$

với nhiệt dung riêng của hơi nước là $1,97 \cdot 10^3$ J/kg°C.

Lượng nhiệt còn lại là:

$$Q_T - Q_t = (1123 \cdot 10^6 - 67,6 \cdot 10^6) = 1055,4 \cdot 10^6 \text{ J}$$

Như vậy lượng hơi nước phải cung cấp bổ sung là (lượng hơi này sẽ ngưng và nguội xuống đến nhiệt độ chưng):

$$C_{ng} = \frac{Q_T - Q_t}{H'' - H'}$$

H'' = enthapy của hơi bão hòa ở 1,5at = $2700 \cdot 10^3$ J/kg

H' = enthapy của nước ở 96°C = $402 \cdot 10^3$ J/kg.

$$G_{ng} = \frac{1055 \cdot 4 \cdot 10^6}{(2700 - 402)10^3} = 460 \text{ kg}$$

Lượng hơi nước cần thiết tổng cộng là: 2333 + 460 = 2793 kg

Thí dụ 6.7: Chưng đơn giản 1000kg hỗn hợp chứa 60% khối lượng rượu etylic và 40% khối lượng nước. Sau khi chưng trong nồi còn 5% khối lượng rượu, xác định thành phần và khối lượng của sản phẩm chưng được, khối lượng hỗn hợp còn lại trong nồi. Số liệu cân bằng cho ở bảng 6.2 trong đó $\bar{x}$ là phần khối lượng của rượu etylic trong pha lỏng và $\overline{y*}$ là phần khối lượng của rượu etylic trong pha hơi cân bằng.

Giải:

Áp dụng phương trình (6.1):

$$\ln \frac{F}{W} = \int_{\bar{x}_W}^{\bar{x}_F} \frac{d\bar{x}}{\overline{y*} - \bar{x}}$$

Ta không giải được tích phân nay bằng phương pháp giải tích vì quan hệ giữa $\overline{y*}$ và x không biết mà phải giải bằng đồ thị. Ta vẽ đồ thị $1/(\overline{y*} - x)$ theo $\bar{x}$ cho hỗn hợp rượu–nước. Đường cong được vẽ trên hình 6.8. Giá trị tích phân giữa hai giới hạn $\bar{x}_F = 0,6$ và $\bar{x}_W = 0,05$ là 1,612.

Bảng 6.2

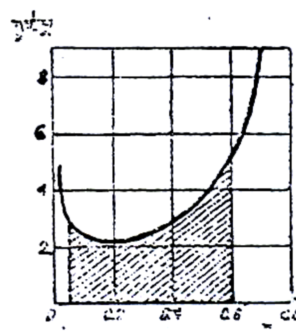
$\bar{x}$	$\bar{y}*$	$\bar{y}* - \bar{x}$	$\frac{1}{\bar{y}* - \bar{x}}$	$\bar{x}$	$\bar{y}*$	$\bar{y}* - \bar{x}$	$\frac{1}{\bar{y}* - \bar{x}}$
0.025	0,225	0.200	5.00	0.45	0.754	0.304	3.29
0.05	0.360	0.310	3.22	0.50	0.767	0.267	3.74
0.10	0.516	0.416	2.40	0.55	0.778	0.228	4.38
0.15	0.600	0.450	2.22	0.60	0.789	0.189	5.29
0.20	0.655	0.455	2.20	0.65	0.800	0.150	6.66
0.25	0.690	0.440	2.27	0.70	0.810	0.110	9.09
0.30	0.710	0.410	2.44	0.75	0.835	0.085	11.75
0.35	0.728	0.378	2.64	0.80	0.855	0.055	18.20
0.40	0.740	0.340	2.94				

Do đó:

$$\ln\frac{F}{W} = \int_{0,05}^{0,60}\frac{d\bar{y}}{\bar{y} - \bar{x}} = 1,612$$

$$\frac{F}{W} = 5,01 \text{ với } F = 1000 \text{ kg}$$

$$W = 1000/5,01 = 200\text{kg}$$



Hình 6.8. (Cho thí dụ 6.7)

Vậy khối lượng của sản phẩm chưng thu được là:

$$D = F - W = 1000 - 200 = 800\text{kg}$$

Lượng rượu còn lại trong nồi sau khi chưng:

$$W\bar{x}_W = 200\text{kg} . 0,05 = 10\text{kg}$$

Lượng rượu thu được trong sản phẩm chưng:

$$F\bar{x}_F - W\bar{x}_W = 1000 . 0,6 - 10 = 590\text{kg}$$

Phần khối lượng của rượu trong sản phẩm chưng:

$$\bar{x}_D = \frac{590}{800} = 0,737$$

Thí dụ 6.8: Theo điều kiện của ví dụ trên tìm lượng hơi đốt cần thiết cho quá trìn chưng (áp suất tuyệt đối của hơi là 2at). Hỗn hợp chưng được đưa vào nồi ở nhiệt độ sô Lượng nhiệt tổn thất ra môi trường xung quanh bằng 10% lượng nhiệt hữu ích. Theo đồ tł $t - \bar{x}\ \bar{y}$, nhiệt độ sôi của hỗn hợp chứa 60% khối lượng rượu là 81°C, nhiệt độ sôi của hỗ hợp chứa 5% khối lượng rượu là 94,9°C. Hàm ẩm của hơi đốt là 5%.

Giải:

Nhiệt độ trung bình của quá trình chưng:

$$t = \frac{81 + 94,9}{2} = 88^\circ C$$

Lượng nhiệt để gia nhiệt hỗn hợp dầu từ 81 đến 88°C là:

$$Q_i = (1000 \,.\, 0,6 \,.\, 3,35 \,.\, 10^3 + 1000 \,.\, 0,4 \,.\, 4,19 \,.\, 10^3)(88 - 81) = 25800 \,.\, 10^3 J$$

trong đó 3,35 . 10^3 và 4,19 . 10^3 J/kg°C là nhiệt dung riêng của rượu và của nước.

Nhiệt lượng riêng của rượu và của nước lần lượt là 855 . 10^3 J/kg, lượng nhiệt để bốc hơi ở 88°C là:

$$Q_2 = 590 \,.\, 855 \,.\, 10^3 + (800 - 590)2290 \,.\, 10^3 = 985000 \,.\, 10^3 J$$

Lượng nhiệt để gia nhiệt sản phẩm đáy từ 88 đến 94,9°C:

$$Q_3 = (200 \,.\, 0,05 \,.\, 3,35 \,.\, 10^3 + 200 \,.\, 0,95 \,.\, 4,19 \,.\, 10^3)(94,9 - 88) = 5700 \,.\, 10^3 J.$$

Tổng nhiệt lượng cần thiết kể cả tổn thất:

$$Q = (25800 + 985000 + 5700)\, 10^3 \,.\, 1,1 = 1.120.000 \,.\, 10^3 J$$

Lượng hơi đốt cần thiết là:

$$G_h = \frac{1.120.000 \,.\, 10^3}{2208 \,.\, 10^3 \,.\, 0,95} = 534kg$$

với 2208 . 10^3 J/kg là nhiệt lượng riêng của hơi nước ngưng tụ ở áp suất tuyệt đối 2at.

Thí dụ 6.9: Thiết kế tháp mâm chóp để chưng cất với khoảng cách mâm là 300mm. Lưu lượng hơi qua tháp là 3200 m^3/h và khối lượng riêng của pha hơi là 1,25 kg/m3 (lấy ở điều kiện chuẩn) khối lượng riêng của pha lỏng là 430 kg/m^3. Xác định đường kính của tháp nếu áp suất tuyệt đối trong tháp là 1,2 at, nhiệt độ trung bình là −40°C.

Giải:

Để xác định đường kính tháp, ta phải tìm vận tốc làm việc cho phép của pha hơi đi trong tháp.

Khối lượng riêng của pha hơi ở điều kiện làm việc là:

$$\rho_V = \frac{\rho_o T_o P}{T P_o} = \frac{1,25 \,.\, 273 \,.\, 1,2}{233 \,.\, 1} = 1,75 kg/m^3$$

Theo phương trình (6.18) ta có:

$$v = C\sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_V}} = 0,0315\sqrt{\frac{430}{1,75}} = 0,495 \text{ m/s}$$

với C = 0,0315 được xác định từ hình (6.2).

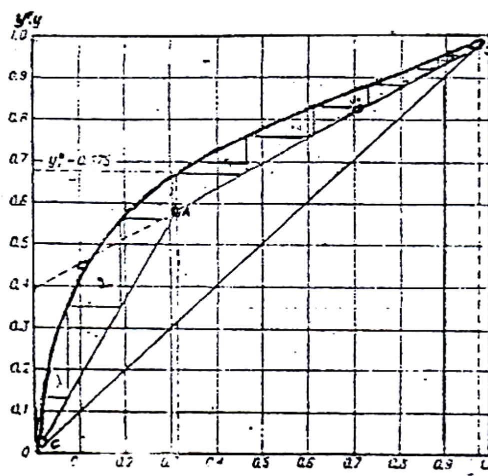
Lưu lượng của pha hơi đi trong tháp ở điều kiện làm việc:

$$Q_V = \frac{Q_{V_o} T P_o}{T_o P \,.\, 3600} = \frac{3200 \,.\, 233 \,.\, 1}{273 \,.\, 1,2 \,.\, 3600} = 0,632 m^3/s$$

đường kính tháp $D = \sqrt{\dfrac{Q_V}{0,785 \,.\, v}} = \sqrt{\dfrac{0,632}{0,785 \,.\, 0,495}} = 1,275m$

Thí dụ 6.10: Xác định số mâm thực của tháp chưng cất dùng để phân tách hỗn hợp rượu metylic và nước ở áp suất thường. Nhập liệu vào tháp chứa 31,5% mol rượu. Thành phần của sản phẩm đỉnh chứa 97,5% mol rượu, sản phẩm đáy chứa 1,1% mol rượu. Hệ số hoàn lưu dư $\varphi = 1,77$. Số mâm tương đương với một bậc thay đổi nồng độ là 1,7. Tháp được gia nhiệt gián tiếp bằng hơi nước.

Giải:



Hình 6.9. (Cho thí dụ 6.10)

Ta vẽ đường cân bằng y* theo x theo số liệu của bảng phụ lục 47 cho hỗn hợp rượu etylic và nước ở áp suất 760mmHg.

Xác định tỉ số hoàn lưu tối thiểu theo (6.10):

$$R_{min} = \frac{x_D - y^*_F}{y^*_F - x_F} = \frac{0,975 - 0,675}{0,675 - 0,315} = 0,835$$

trong đó $y^*_F = 0,675$ theo đường cong cân bằng ứng với $x_F = 0,315$.

Tỉ số hoàn lưu làm việc:

$$R = \varphi R_{min} = 1,77 \,.\, 0,835 = 1,48$$

Phương trình đường làm việc cho phần cất của tháp:

$$y = \frac{1,48}{1,48 + 1} x + \frac{0,975}{1,48 + 1} = 0,598x + 0,393$$

Đặt trên trục tung điểm có tung độ bằng 0,393. Vẽ đường làm việc AB cho phần cất của tháp. Đường làm việc AC cho phần chưng của tháp. Vẽ đường bậc thang giữa đường làm việc và đường cân bằng xác định được bậc thay đổi nồng độ là 7 cho phần cất và 4 cho phần chưng, tổng công là 11.

Số mâm thực là 1,7 × 7 = 12 cho phần cất và 1,7 × 4 = 7 cho phần chưng, tổng cộng là 19.

Thí dụ 6.11: Vẽ đường cân bằng cho hỗn hợp tetraclorur carbon CCl_4 và diclorur sulfur SCl_2 ở áp suất 760 mmHg.

Giải:

Không có số liệu thực nghiệm, nên ta vẽ đường cân bằng với giả sử hỗn hợp tuân theo định luật Raoult.

Áp suất hơi bão hòa của CCl_4 theo nhiệt độ.

t°C	40	50	60	70	75	80
P, mmHg	214	315	439	621	715	843

Chúng ta có 2 điểm cho SCl_2, nhiệt độ sôi ở 760 mmHg là 59°C, và nhiệt độ sôi ở 400 mmHg là 41°C. Ta dùng qui tắc tuyến tính để tìm các áp suất hơi bão hòa của SCl_2 ở các nhiệt độ khác. Từ bảng phụ lục 38, nhiệt độ sôi của nước ở 400mmHg (lấy nước làm chất lỏng chuẩn) là 83°C. Theo phương trình (4.15) ta tính hằng số K cho SCl_2 và nước.

$$K = \frac{59 - 41}{100 - 83} = 1,06$$

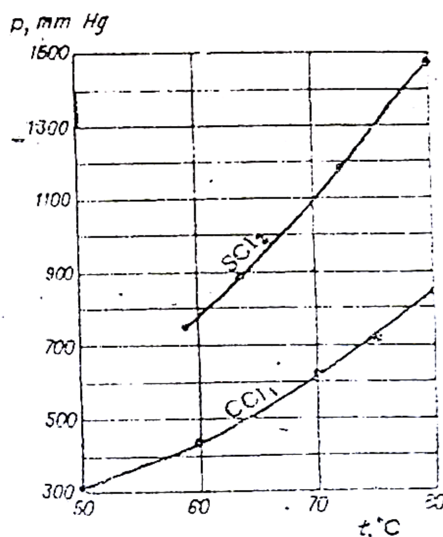
Ta dùng phương trình trên để tính các nhiệt độ sôi của SCl_2 ở các áp suất khác

$$59 - t = 1,06\,(100 - \theta)$$

do đó $t = 1,06\,\theta - 47$

trong đó t và θ là nhiệt độ sôi của SCl_2 và nước ở cùng một áp suất, °C.

Các giá trị của t cho SCl_2 ở những áp suất khác nhau được tính theo phương trình trên cho kết quả dưới đây:

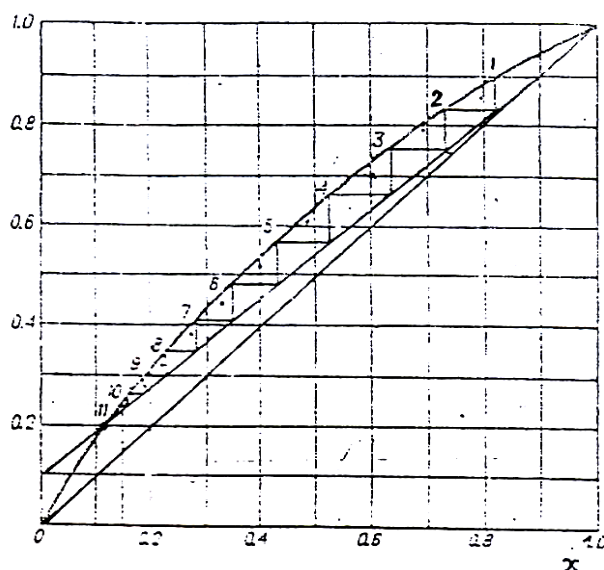


Hình 6.10 (Cho thí dụ 6.11)

P, mmHg	760	880	1030	1175	1320	1470
θ, °C	100	104,2	108,7	112,7	116,3	119,6
t^*, °C	59	63,5	68,2	72,5	76,3	79,8

Số liệu trên và số liệu của CCl_4 được vẽ lên hình 6.10.

Xác định được áp suất hơi bão hòa của các cấu tử nguyên chất ở những nhiệt độ khác nhau, ta vẽ được đường cân bằng theo định luật Raoult. Phương pháp vẽ như trong ví dụ 6.4. Hình (6.11) cho đường cân bằng y* theo x.



Hình 6.11. (Cho thí dụ 6.11 và 6.12)

Thí dụ 6.12: Cần phân tách hỗn hợp lỏng tetraclorur carbon CCl_4 và diclor sulfur (SCl_2) chứa 50% mol SCl_2 trong một tháp chưng gián đoạn dưới áp suất thường. Sản phẩm đỉnh chứa 90% mol và sản phẩm đáy sau khi chưng chứa 15% mol SCl_2.

Xác định số mâm cần thiết nếu một bậc thay đổi nồng độ ứng với 1,7 mâm. Xác định thêm tỉ số của tỉ số hoàn lưu tối thiểu ở giai đoạn cuối và đầu của quá trình.

Giải:

Sử dụng số liệu cân bằng hỗn hợp CCl_4 và SCl_2 cho ở ví dụ trước.

Dùng phương trình (6.10) để xác định tỉ số hoàn lưu tối thiểu trong giai đoạn cuối của quá trình chưng khi nồng độ hỗn hợp còn 15% mol SCl_2.

$$R_{min} = \frac{x_D - y^*_F}{y^*_F - x_F} = \frac{0,9 - 0,25}{0,25 - 0,15} = 6,5$$

Với 0,25 là phân mol của SCl_2 trong pha hơi cân bằng với sản phẩm đáy chứa 15% mol SCl_2 được xác định từ đường cân bằng.

Tỉ số hoàn lưu thực lấy lớn hơn R_{min} 20%.

$$R = 1,2 \,.\, 6,5 = 7,8$$

Phương trình (6.6) của đường làm việc cho giai đoạn cuối của quá trình chưng.

$$y = \frac{7,8}{7,8 + 1} x + \frac{0,9}{7,8 + 1} = 0,887x + 0,102$$

Vẽ đường làm việc và xác định số bậc thay đổi nồng độ. Theo hình 6.11 xác định được 11 bậc thay đổi nồng độ với R = 7,8. Số mâm thực cần cho quá trình chưng là:

$$n = 1,7 \,.\, 11 = 19$$

Trong giai đoạn đầu của quá trình chưng, khi $x_F = 0,5$, tỉ số hoàn lưu tối thiểu là:

$$R'_{min} = \frac{0,9 - 0,64}{0,64 - 0,5} = 1,86$$

với $y*_F = 0,64$ xác định trên đường cân bằng với $x_F = 0,5$.

Tỉ số của hai tỉ số hoàn lưu ở hai giai đoạn là:

$$\frac{R_{min}}{R'_{min}} = \frac{6,5}{1,86} = 3,5$$

Thí dụ 6.13: Thiết lập đồ thị H theo x, y trong vùng bão hòa cho hỗn hợp CH_4 và N_2 ở áp suất tuyệt đối 10 at.

Giải:

Phương pháp vẽ và cách dùng đồ thị xem giáo trình.

Để xác định quan hệ cân bằng của hệ $CH_4 - N_2$ ta dùng số liệu thực nghiệm.

Theo giản đồ pha H – log p đối với N_2 và CH_4 xác định hàm nhiệt của các cấu tử nguyên chất cho mỗi kmol pha lỏng hoặc hơi trong khoảng nhiệt độ tồn tại của hệ $CH_4 - N_2$ ở 10 at (bảng 6.3).

Vẽ đồ thị: Trên trục hoành là hàm lượng N_2 trên trục tung là hàm nhiệt kJ/kmol. Trên trục tung xác định hàm nhiệt của khí nguyên chất. N_2 và CH_4 cho các nhiệt độ 170, 100 và 150K (điểm A, B, C cho CH_4 và các điểm A', B', C' cho N_2). Các đường thẳng AA', BB', CC' là các đường đẳng nhiệt tương ứng. Giả sử rằng nhiệt hòa tan bằng 0.

Dưới nhiệt độ 150K, khí CH_4 không tồn tại ở áp suất 10 at. Tuy nhiên chúng ta có thể ngoại suy hàm nhiệt của CH_4 tới dưới nhiệt độ này và giả sử rằng trong vùng ngoại suy $\Delta H/\Delta T$ có cùng giá trị như ở trên vùng 150 K. Kết quả ta được các đường đẳng nhiệt của hơi tới 100 K là nhiệt độ ngưng tụ của hơi N_2 nguyên chất ở 10 at. Trên hình 6.12 cho thấy vài đường đẳng nhiệt của pha hơi được vẽ theo cách này từ đường đẳng nhiệt 145K.

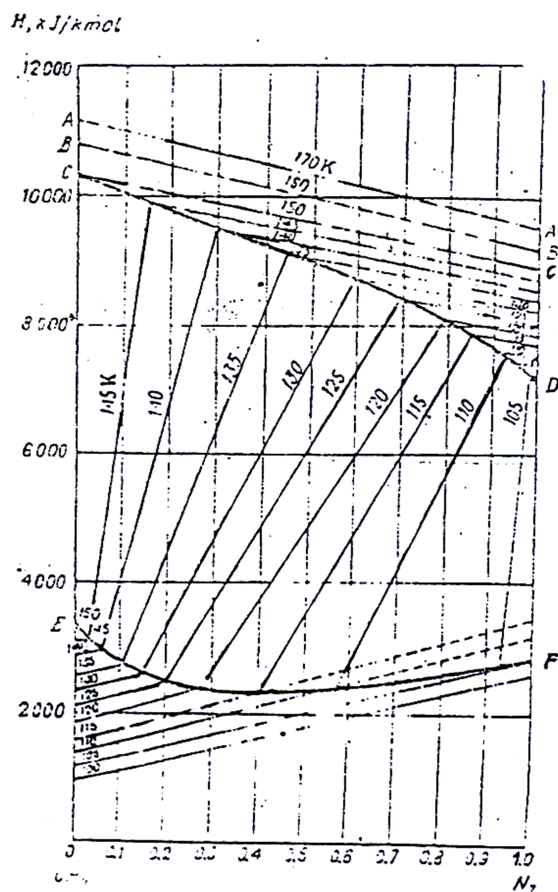
CD: đường ngưng tụ; EF: đường sôi.

Sau đó dùng số liệu cân bằng cho hệ $CH_4 - N_2$ để xác định nhiệt độ lúc bắt đầu ngưng tụ cho các hỗn hợp khác nhau và lấy các điểm tương ứng trên đồ thị H – xy. Ta được đường ngưng tụ CD bằng cách nối các điểm này.

Các đường đẳng nhiệt cho pha lỏng cũng được vẽ theo cách tương tự. Vấn đề phức tạp

hơn khi phần nhiệt độ cân bằng nằm cao hơn nhiệt độ tới hạn của N_2 (126°K), do đó hàm nhiệt của N_2 lỏng ở các nhiệt độ đó không thể tìm được. Trong trường hợp này có thể theo cách sau đây: Tính nhiệt dung riêng trung bình của N_2 lỏng trong khoảng 110 – 120°K và giả thiết khi tính ở nhiệt độ cao hơn nhiệt độ tới hạn nhiệt dung riêng của N_2 trong hỗn hợp còn lại vẫn không thay đổi. Phần đẳng nhiệt của pha lỏng vẽ theo cách này trên hình 6.12 (trong vùng bão hòa) được biểu thị bằng đường chấm chấm.

Những giả sử trên không thể cho phép sai số lớn, vì đối với các đường đẳng nhiệt ở nhiệt độ cao (trên 125°K), sai số ít đi do đường đẳng nhiệt cắt đường cong sôi ở thành phần CH_4 lớn hơn, mà hàm nhiệt của CH_4 tìm được không cần giả sử nào. Vậy sai số do sự không chính xác trong việc xác định hàm nhiệt của N_2 không có ảnh hưởng đáng kể vì thành phần của nó thấp. Đối với các đường đẳng nhiệt có nhiệt độ thấp (dưới 125°K), hàm nhiệt của N_2 lỏng xác định được mà không cần giả sử gì cả.



Hình 6.12 (Cho thí dụ 6.13)

Bảng 6.3

T, K	Pha hơi		Pha lỏng	
	H_{CH_4} kJ/kmol	H_{N_2} kJ/kmol	H_{CH_4} kJ/kmol	H_{N_2} kJ/kmol
170	11.100	9420	4690	–
160	10.700	9100	3930	–
150	10.270	8800	3310	–
145	–	8640	3040	–
140	–	8480	2820	–
135	–	8330	2550	–
130	–	8160	2310	–
125	–	7990	2050	–
120	–	7810	1830	–
115	–	7630	1580	3460
110	–	7420	1360	3160
105	–	7210	–	2890
100	–	–	–	2610

Số liệu cân bằng pha của hệ $CH_4 - N_2$ được dùng để vẽ những điểm bắt đầu sôi cho các hỗn hợp lỏng có thành phần khác nhau. Nối những điểm này lại ta được đường sôi EF của đồ thị H – xy. Các đường đẳng nhiệt, gọi là đối tuyến, được vẽ trong vùng bão hào nối thành phần của pha lỏng trên đường sôi với thành phần pha hơi cân bằng trên đường ngưng. Như vậy đã vẽ xong đồ thị H_{xy}.

Thí dụ 6.14: Tháp chưng cất liên tục hỗn hợp nhập liệu gồm 30% mol CH_4 và 70% mol N_2. Nhập liệu vào tháp ở trạng thái hơi bão hào, áp suất tuyệt đối là 10at với lưu lượng 1000 m^3/h (các trị số lưu lượng được xác định ở điều kiện chuẩn).

Kết quả phân tích thu được sản phẩm khí: phần metan chứa 3% N_2 và phần nitrogen chứa 5% CH_4.

Dùng đồ thị H_{xy} xác định (a) Lượng thu được ở mỗi phần; (b) tỉ số hoàn lưu tối thiểu R_{min}; (c) số bậc thay đổi nồng độ khi hệ số hoàn lưu dư là 1,25; (d) lượng nhiệt trao đổi ở thiết bị ngưng tụ hoàn lưu của tháp và (c) lượng nhiệt trao đổi ở nồi đun (trong trường hợp CH_4 trong nồi được lấy ra ở trạng thái lỏng).

Giải:

Dùng đồ thị H_{xy} cho hệ $CH_4 - N_2$ ở 10at trong ví dụ trước.

(a) Để xác định lượng sản phẩm thu được, ta vẽ đường nằm ngang III-I-II ở phía trên đồ thị (hình 6.13). Điểm I đặc trưng cho nhập liệu (70% N_2), điểm II – phần N_2 (95% N_2), điểm III – phần CH_4 (3% N_2).

Tỉ số của các đoạn (I-II)/(III-II) = (10,95 – 0,7)/(0,95 – 0,03) cho ta lượng metan thu được cho mỗi kmol nhập liệu.

Lưu lượng của phần metan là:

$$Q_{V,M_e} = \frac{0,25}{0,92} . 1000 = 272 m^3/h$$

và của phần nitrogen là:

$$Q_V , N_{it} = 1000 - 272 = 728 \ m^3/h$$

b) Xác định R_{min}: Điểm F tương ứng với trạng thái nhập liệu. Nó phải nằm trên đường thẳng chính (đường hàm nhiệt tổng quát) nối hai đầu của tháp chưng cất. Để xác định vị trí thấp nhất điểm sai biệt của phần cất Δ_R, tương ứng với R_{min}, thì đường thẳng chính phải trùng với đường đẳng nhiệt (đối tuyến) qua điểm F (đường FO). Kéo dài đường này, cắt các đường thẳng qua nồng độ của các phần thu được cho ta Δ_R và Δ_S tương ứng với R_{min}.

Tỉ số các đoạn thẳng:

$$\frac{FF'}{OK} = \frac{\Delta_R F'}{\Delta_K K} = \frac{R_{min}}{R_{min} + 1}$$

trong trường hợp này, ta có:

$$\frac{FF'}{OK} = \frac{0,95 - 0,7}{0,95 - 0,217} = 0,341$$

Suy ra $R_{min} = 0,518$

Theo điều kiện ban đầu, tỉ số hoàn lưu thực:

$$R = 1,25 \ R_{min} = 1,25 \ . \ 0,518 = 0,647$$

Xác định vị trí của điểm cực thực tế Δ'_R ứng với R = 0,647. Trong trường hợp này, theo tỉ lệ:

$$\frac{FF'}{O'K'} = \frac{R}{R + 1}$$

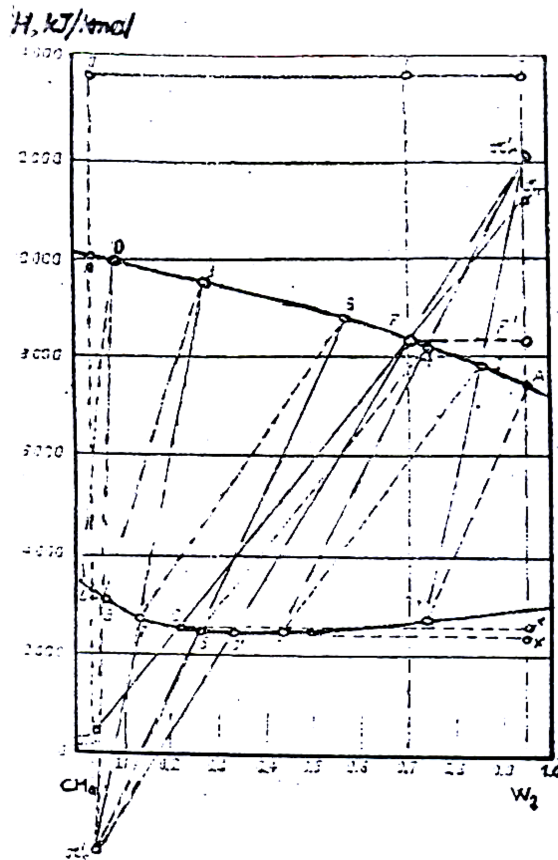
ta tìm được độ lớn của đoạn O'K':

$$O'K' = FF' \frac{R + 1}{R} = \frac{(0,95 - 0,7)1,647}{0,647} = 0,637$$

và hoành độ của điểm O': 0,950 - 0,637 = 0,313

Vẽ đường thẳng qua các điểm F và O' cắt 2 đường thẳng đứng có hoành độ x_D và x_W ta được đường hàm nhiệt tổng quát với R = 0,647. Các giao điểm của đường này với các đường thẳng đứng cho ta các cực thật Δ'_R và Δ'_S.

c) Xác định số bậc thay đổi nồng độ bằng đồ thị: Trong trường hợp này, ta tìm thành phần của pha lỏng cân bằng với pha hơi chứa 95% N_2 (điểm A). Đó là điểm 1 nối với điểm A bởi đối tuyến (đường đẳng nhiệt). Kế đến nối 1 với Δ'_R giao điểm của đường này với đường cong pha hơi cho điểm 2; từ điểm 2 lặp lại như trước, sau khi đạt đến điểm 5 trên đường lỏng về phía trái của đường hàm nhiệt tổng quát, ta vẽ tiếp nhờ điểm cực Δ'_S. Số đối tuyến vẽ được cho ta số bậc thay đổi nồng độ. Kết quả là phần cất có hai bậc (lớn hơn một ít) và phần chưng có bốn bậc (nhỏ hơn một ít).



Hình 6.13. (Thí dụ 6.14)

d) Lượng nhiệt trao đổi trong thiết bị ngưng tụ hoàn lưu được xác định do sai biệt hàm nhiệt tại điểm Δ'_R và A:

$$q_c = 12230 - 7330 = 4900 \text{ kJ/mol}$$

Vì khi phân tách ta được 728 m^3/h phần nitrogen, tổng lượng nhiệt trao đổi trong thiết bị ngưng tụ hoàn lưu là:

$$Q_c = 4900 \times \frac{728}{22,4} = 159000 \text{ kJ/h} = 44200 \text{ W}$$

e) Lượng nhiệt cung cấp cho nồi đun q_b khi phần metan được lấy ra ở trạng thái khí được xác định do sai biệt hàm nhiệt giữa P và Δ'_S. Khi phần mêtan được lấy ra ở trạng thái lỏng thì không phải tốn nhiệt để bốc hơi phần này. Trong trường hợp này q_b được xác định do sai biệt hàm nhiệt giữa điểm L và Δ'_S bằng 5150 kJ/kmol phần metan.

Tổng lượng nhiệt cung cấp trong nồi đun của tháp là:

$$Q_b = \frac{5150 \,.\, 10^3}{3600} \cdot \frac{272}{22,4} = 17.300 \text{ W}$$

Thí dụ 6.15: Xác định chiều cao và đường kính của phần cất trong tháp chêm dùng để chưng cất hỗn hợp rượu metylic và nước ở áp suất thường. Nhập liệu vào tháp là 1500 kg/h gồm 40% rượu và 60% nước. Nồng độ của sản phẩm đỉnh là 97,5% rượu, của sản phẩm đáy là 2% rượu (tất cả theo phần trăm mol). Tỉ số hoàn lưu là R = 1,48. Sử dụng vật chêm có kích thước 25 . 25 . 3mm. Tháp hoạt động ở chế độ sủi bọt. Dùng hơi nước để gia nhiệt gián tiếp trong nồi đun.

Giải:

Khi tháp làm việc theo chế độ sủi bọt ta tìm tốc độ hơi theo (5.40). Với hệ số C = –0,125;

$$\log \frac{v^2 a \rho_V \mu_L^{0,16}}{g V_r^3 \rho_L} = -0,125 - 1,75 \left(\frac{L}{G}\right)^{0,25} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L}\right)^{0,125}$$

trong trường hợp này: a = 204 m^2/m^3 (bảng phụ lục 17), $V_r = 0,74 m^3/m^3$ và L/G = R(R + 1) = 1,48/2,48 = 0,6.

Thành phần trung bình của pha lỏng là:

$$x_m = \frac{x_F + x_D}{2} = \frac{40 + 97,5}{2} = 70\% \text{ mol rượu}$$

Ứng với thành phần này của pha lỏng: $\rho_L = 840 kg/m^3$, $\mu_L = 0,5 . 10^{-3}$ kg/m . s

Thành phần trung bình của pha hơi:

$$y_m = \frac{y_F + y_D}{2} = \frac{63 + 97,5}{2} = 80\% \text{ mol rượu}$$

với y = 63% mol rượu là thành phần của pha hơi đi vào phần cất của tháp. Nhiệt độ trung bình của phần cất tháp là 72°C. Ta có:

$$\rho_V = \frac{[M_R y_m + M_N(1 - y_m)]T_o}{22,4T} = \frac{(32 . 0,8 + 18 . 0,2)273}{22,4 . 345} = 1,03 \frac{kg}{m^3}$$

$$\mu_V = 1,11 . 10^{-3} \text{ kg/m . s}$$

Thay các giá trị này vào (5.40) ta được:

$$\log \left(\frac{v^2 . 204 . 1,03 . 0,5^{0,16}}{981 . 0,74^3 . 840}\right) = -0,125 - 1,75 . 0,6^{0,25} \left(\frac{1,03}{840}\right)^{0,125}$$

$$\log (0,0565\, v^2) = -0,788$$

$$v = 1,7 \text{ m/s}$$

Chiều cao tương đương của phần chêm h_{td} được tính theo (5.24):

$$h_{td} = 5,2 d_{td} Re_V^{0,2} \left(\frac{G}{L}\right)^{0,35} \left(\frac{\rho_L}{\rho_V}\right)^{0,2} \frac{\log \frac{L}{mG}}{1 - \frac{mG}{L}} =$$

$$= 5{,}2\frac{4V_r}{a}\left(\frac{4v\rho_V}{a\mu_V}\right)^{0,2}\left(\frac{R+1}{R}\right)^{0,35}\left(\frac{\rho_L}{\rho_V}\right)^{0,2}\frac{\log\frac{1,48}{0,45\,.\,2,48}}{1-\frac{0,45}{0,60}} = 0{,}86\ \text{m}$$

Theo hình 6.9 số bậc thay đổi nồng độ trong khoảng $x_D = 0{,}975$ đến $x_F = 0{,}4$ là 6,4 (nếu vẽ chính xác theo tỷ lệ lớn hơn thì số bậc thay đổi nồng độ hơi lớn hơn 7).

Chiều cao cần thiết của phần chêm theo (5.51) là:

$$h_c = h_{td} \cdot n_{th} = 0{,}86\ .\ 6{,}4 = 5{,}5\text{m}$$

Để xác định đường kính tháp tính lưu lượng dòng sản phẩm đỉnh, suất lượng mol của nhập liệu là:

$$G_F = \frac{G_F}{x_F\,.\,M_R + (1-x_F)M_N} = \frac{1500}{0{,}432 + 0{,}6\,.\,18} = 63{,}6\ \text{kmol/h}$$

Từ phương trình cân bằng vật chất của tháp:

$$G_D + G_W = 63{,}6$$

$$0{,}975G_D + 0{,}02G_W = 63{,}6\ .\ 0{,}4$$

ta tìm được $G_D = 25{,}3$ kmol/h.

Lưu lượng của pha hơi đi trong phần cất của tháp là:

$$Q_V = \frac{G_D(R+1)22{,}4T}{T_o\,.\,3600} = \frac{25{,}3(1{,}48+1)22{,}4\,.\,345}{273\,.\,3600} = 0{,}493\text{m}^3/\text{s}$$

Đường kính của tháp là:

$$D = \sqrt{\frac{Q_V}{v\,.\,0{,}785}} = \sqrt{\frac{0{,}493}{1{,}7\,.\,0{,}785}} = 0{,}61\text{m}$$

Thí dụ 6.16: Hỗn hợp rượu etylic và nước chứa 25% mol rượu được phân tách trong tháp chưng cất liên tục ở áp suất thường. Nồng độ sản phẩm đỉnh là 80% mol và hàm lượng rượu cho phép trong sản phẩm đáy là không lớn hơn 0,1 mol. Nồi đun được cung cấp bằng hơi nước trực tiếp. Xác định tỉ số hoàn lưu thực, suất lượng mol tương đối của nhập liệu, hơi nước cung cấp trực tiếp, dòng sản phẩm đáy cho mỗi mol sản phẩm đỉnh. Vẽ đường làm việc trên đồ thị xy.

Giải

Hình 6.14 trình bày sơ đồ của các dòng vật liệu (suất lượng mol tương đối của dòng) trong tháp chưng cất có nồi đun được cấp nhiệt gián tiếp. Từ các phương trình cân bằng vật chất của tháp.

$$F + V = 1 + W$$

$$Fx_F = Dx_D + Wx_W$$

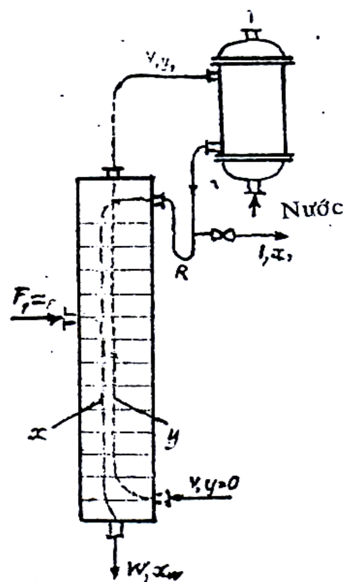
khi $W = F + R$ ta được

$$F = \frac{x_D + Rx_W}{x_F - x_W}$$

$$F = \frac{x_D + Rx_W}{x_F - x_W}$$

$$W = \frac{x_D + Rx_F}{x_F + x_W}$$

$$V = R + 1$$



Hình 6.14 (Cho thí dụ 6.16)

Các phương trình thường làm việc là:

– phần cất

$$y = \frac{R}{R + 1} x + \frac{x_D}{R + 1}$$

– phần chưng

$$y = \frac{R + F}{R + 1} x - \frac{R + F}{R + 1} x_W$$

Trong các phương trình trên $F = G_F/G_D$, $W = G_W/G_D$, $V = G_V/G_D$ với G_F, G_D, G_W và G_V lần lượt suất lượng mol của các dòng nhập liệu, sản phẩm đỉnh, sản phẩm đáy và dòng hơi cung cấp vô đáy tháp, kmol/s.

Đường làm việc cho phần cất của tháp giống như trường hợp tháp được gia nhiệt gián tiếp (phương trình 6.6). Nó đi qua điểm trên đường 45° của đồ thị xy có $x = x_D$ và có tung độ gốc là $y = x_D(R + 1)$.

Đường làm việc cho phần chưng đi qua điểm trên trục hoành có $x = x_W$. Cả hai đường làm việc cắt nhau tại điểm có $x = x_F$.

Tính tỉ số hoàn lưu thực theo phương trình (6.12):

$$R = 1{,}8\, R_{min} + 0{,}3$$

Đường cân bằng vẽ theo số liệu thực nghiệm có khoảng lõm (hình 6.15). Để xác định R_{min} từ điểm A ta vẽ đường AB tiếp xúc với đường cân bằng cắt tại trục tung điểm có tung độ bằng 37,5. Như vậy:

$$\frac{x_D}{R_{min} - 1} = 0{,}375 \quad \text{và} \quad R_{min} = \frac{0{,}8 - 0{,}375}{0{,}375} = 1{,}13$$

Tỉ số hoàn lưu làm việc là: $R = 1{,}8 \,.\, 1{,}13 + 0{,}3 = 1{,}77$

Tung độ gốc của đường làm việc ứng với $R = 1{,}77$ là:

$$\frac{x_D}{R - 1} = \frac{0{,}8}{1{,}77 + 1} = 0{,}289$$

Vẽ đường làm việc trên đồ thị hình 6.15 (điểm x_W không vẽ đúng theo tỉ lệ trên hình).

Ta xác định được suất lượng mol tương đối của các dòng:

$$F = \frac{x_D + Rx_W}{x_F - x_W} = \frac{80 + 1,77 . 0,1}{25 - 0,1} = 3,21$$

$$W = \frac{x_D + Rx_F}{x_F - x_W} = \frac{80 + 1,77 . 25}{24,9} = 4,98$$

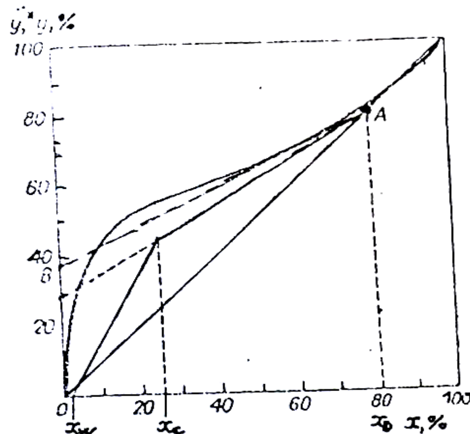
$$V = R + 1 = 1,77 + 1 = 2,77$$

Kiểm tra theo phương trình cân bằng vật chất:

$$F + V = 1 + W$$

$$3,21 + 2,77 = 1 + 4,98$$

Suất lượng của dòng hơi cấp trực tiếp vào đáy tháp được kiểm tra theo phương trình cân bằng nhiệt của tháp.



Hình 6.15. (Cho thí dụ 6.16)

$$G'_VH_V + G'_FC_Ft_F = Q_C + G'_DC_Dt_D + G'_WC_Wt_W + Q_t$$

trong đó G'_V, G'_F, G'_D, G'_W – suất lượng của các dòng hơi đốt, nhập liệu, sản phẩm đỉnh, sản phẩm đáy, kg/s;

$$G'_W = G'_V + G'_F - G'_D$$

C_F, C_D, C_W – nhiệt dung riêng của các dòng tương ứng, J/kg°C;

t_F, t_D, t_W – nhiệt độ của các dòng tương ứng °C;

H_V – nhiệt lượng riêng của hơi J/kg;

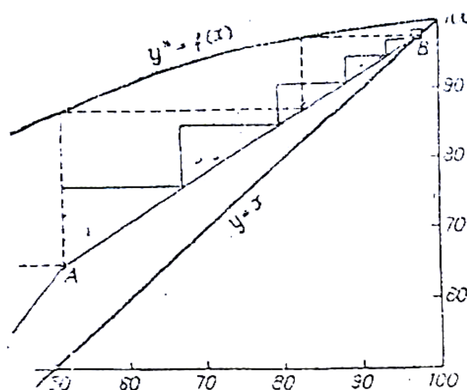
Q_C – nhiệt trao đổi ở thiết bị ngưng tụ; W phương trình (6.15);

Q_t – nhiệt tổn thất ra môi trường ngoài, W.

Thí dụ 6.17: Một tháp mâm dùng để chưng cất hỗn hợp lỏng chứa 51,5% mol cấu tử dễ bay hơi cho sản phẩm đỉnh có nồng độ 97,5% mol. Theo số liệu thực nghiệm, hiệu suất Murphree của một mâm đã cho bằng 0,5 ứng với hỗn hợp trên có nồng độ từ 50 đến 100% mol không tùy thuộc vào thành phần pha lỏng và vận tốc pha hơi cho trước (giống nhau cho tất cả các mâm). Xác định số mâm cần thiết cho phần cất của tháp theo hai cách: (a) theo số bậc thay đổi nồng độ với hiệu suất mâm tổng quát E (phương trình 6.20) giống nhau cho mỗi mâm; (b) vẽ trực tiếp đồ thị với $E_M = 0,5$ (đường cong động học).

Giải:

Hình 6.16 trình bày phần trên của đồ thị y theo x . AB là đường làm việc cho phần cất của tháp:



Hình 6.16. (Cho thí dụ 6.17)

(a) Xác định số bậc thay đổi nồng độ n_{lt}, bằng cách vẽ đường bậc thang từ A (đường đứt đoạn) ta được $n_{lt} = 2$ và theo (7.20) $n = n_{lt}/E = 2/0,5 = 4$.

(b) Vẽ từ điểm A để xác định số mâm thực ứng với $E_M = 0,5$ tức là vẽ qua điểm giữa đoạn thẳng đứng giữa đường cân bằng và đường làm việc. Kết quả được n = 6.

Kết quả nhận được từ hai cách khác nhau không giống nhau. Cách thứ hai cho kết quả tin cậy hơn.

BÀI TẬP

6.1. Cresol ($CH_3C_6H_4OH$) được chưng bằng hơi nước (a) ở áp suất thường, (b) ở áp suất 300mmHg. Xác định nhiệt độ chưng, thành phần khối lượng của hỗn hợp chưng, % thể tích của cresol trong pha hơi và áp suất riêng phần của nó, giả sử rằng $\varphi = 0,8$. Áp suất hơi bão hòa của cresol xem hình phụ lục 14 (m–cresol).

6.2. Glycerin được làm tinh khiết bằng cách đem chưng với hơi quá nhiệt ở 230°C ở áp suất chân không 590 mmHg. Độ bão hòa của hơi với gkycerin là 0,75. Xác định lượng hơi để lôi cuốn 1 tấn glycerin thô đưa vào ở nhiệt độ chưng. Thiết bị được gia nhiệt gián tiếp. Thành phần của hỗn hợp hơi thay đổi như thế nào nếu áp suất chân không thay đổi đến 620mmHg? nhiệt độ sôi của glycerin tinh khiết ở áp suất 760mmHg là 290°C và ở áp suất 50mmHg là 205°C. Dùng qui luật tuyến tính và lấy nước làm chất lỏng chuẩn (bảng phụ lục 38).

6.3. Một hỗn hợp benzen và toluen sôi ở 95°C dưới áp suất 760mmHg. Ở 95°C, áp suất hơi bão hòa của benzen là $P_B = 1167$ mmHg và của toluen là $P_T = 480$ mmHg. Tìm thành phần của chất lỏng sôi biết hỗn hợp tuân theo định luật Raoult.

Nếu chất lỏng chỉ chứa một nửa lượng toluen thì ở áp suất nào chất lỏng sẽ sôi ở cùng nhiệt độ?

6.4. Xác định thành phần cân bằng của pha lỏng và pha hơi của hỗn hợp rượu metylic và nước ở nhiệt độ 50°C (a) dưới áp suất 300mmHg và (b) dưới áp suất 500mmHg giả sử rằng hỗn hợp tuân theo định luật Raoult. Tra áp suất bão hòa của các cấu tử nguyên chất ở hình phụ lục 14.

6.6. Xác định thành phần của pha hơi cân bằng với hỗn hợp lỏng có 10% mol nước, 50% mol acid và 40% mol aceton ở nhiệt độ t = 80°C, giả sử rằng hỗn hợp tuân theo định luật Raoult.

6.7. Một tấn hỗn hợp benzen và toluen chứa 30% khối lượng benzen được đem chưng đơn giản ở áp suất thường. Xác định khối lượng và thành phần của sản phẩm chưng (đỉnh) thu được nếu hàm lượng của benzen trong sản phẩm đáy là 18% khối lượng. Dùng số liệu của bảng 6.1.

6.8. Một hỗn hợp acid acetic và nước có khối lượng 2600kg được đem chưng đơn giản ở áp suất thường. Nhập liệu chứa 10% mol acid acetic, sản phẩm đáy chứa 50% mol acid acetic. Xác định khối lượng sản phẩm đáy, sản phẩm đỉnh và thành phần của sản phẩm đỉnh. Số liệu cân bằng xem bảng phụ lục 47.

6.9. Nhập liệu vào tháp chưng cất liên tục chứa 24% mol cấu tử dễ bay hơi. Nồng độ của cấu tử dễ bay hơi trong sản phẩm đỉnh và sản phẩm đáy lần lượt là 95% và 3% mol. Hơi đi vào thiết bị ngưng tụ là 850 kmol/h, dòng hoàn lưu về tháp là 670 kmol/h. Xác định lượng sản phẩm đáy thu được.

6.10. Xác định bằng giải tích hoành độ của các giao điểm của các đường làm việc với đường 45° (chéo góc) và các đường làm việc với nhau trên đồ thị xy.

6.11. Tháp chưng cất liên tục dùng để phân tách hỗn hợp rượu etylic và nước. Phương trình đường làm việc cho phần chưng của tháp là $y = 1,28x - 0,0143$. Xác định phần trăm khối lượng của rượu trong sản phẩm đáy. Tháp được cấp nhiệt gián tiếp.

6.12. Một tháp chưng cất liên tục hỗn hợp benzen và cloroform thu được sản phẩm đỉnh chứa 95% (khối lượng) cấu tử dễ bay hơi. Nhập liệu lỏng chứa 40% cấu tử này. Tìm hệ số góc đường làm việc của phần cất của tháp nếu tỉ số hoàn lưu làm việc bằng hai lần tỉ số hoàn lưu tối thiểu. Số liệu thành phần cân bằng xem bảng phụ lục 47.

6.13. Hỗn hợp nước và acid acetic được phân tách trong một tháp chưng cất liên tục ở áp suất thường với suất lượng 340lmol/h. Tung độ của giao điểm các đường làm việc là 0,48. Phương trình đường làm việc cho phần cất của tháp là $y = 0,84\ x + 0,15$. Lượng hơi vào thiết bị ngưng tụ hoàn lưu là 550 kmol/h xác định lượng sản phẩm đáy (kg/h) và phần khối lượng acid acetic trong dòng này.

6.14. Tháp chưng cất liên tục với nhập liệu 1000kmol/h hỗn hợp chứa 30% mol pentan và 70% mol hexan. Sản phẩm đỉnh chứa 95% mol pentan và sản phẩm đáy chứa 90% mol hexan. Xác định lượng sản phẩm đỉnh và lượng sản phẩm đáy (kg/h) và lượng hơi ngưng tụ trong thiết bị ngưng tụ hoàn lưu nếu hệ số góc của đường làm việc phần cất của tháp là 0,75.

6.15. Từ tháp chưng cất đi ra dòng sản phẩm đỉnh có suất lượng 1100kg/h chứa 98,5% khối lượng cấu tử dễ bay hơi và dòng sản phẩm đáy có suất lượng 3650kg/h chứa 96,6% khối lượng cấu tử thứ hai. Tỉ số hoàn lưu là 2,94. Xác định: a) phần trăm khối lượng cấu tử dễ bay hơi trong dòng nhập liệu và b) lượng hơi (kg/h) đi vào thiết bị ngưng tụ hoàn lưu.

6.16. Hỗn hợp nitrogen và oxigen sôi trên một mâm của phần cất một tháp chưng cất. Nồng độ của nitrogen trong dòng lỏng từ mâm chảy xuống là 50% mol. Tìm nồng độ của nitrogen trong dòng lỏng chảy vào mâm nếu một bậc thay đổi nồng độ tương ứng với một mâm. Tỉ số hoàn lưu là 2,3. Giả sử rằng sản phẩm đỉnh là nitrogen tinh khiết. Số liệu nồng độ cân bằng xem bảng phụ lục 47.

6.17. Chất lỏng trên một mâm ở phần cất của tháp chưng cất chứa 65% mol cấu tử dễ bay hơi. Tháp làm việc với tỉ số hoàn lưu $R = 2,5$. Sản phẩm đỉnh chứa 98% cấu tử dễ bay hơi.

Xác định thành phần của pha hơi vào và ra khỏi mâm đã cho nếu hiệu suất Murphree của mâm là $E_M = 0,75$, hỗn hợp tuân theo định luật Raoult, độ bay hơi tương đối là $\alpha = 2,5$, pha lỏng trên mâm khuấy trộn hoàn toàn.

6.18. Trong một tháp chưng cất liên tục $x_D = 90\%$ mol, $x_F = 30\%$ mol, $x_W = 3\%$ mol và $R = 8$.

Xác định thành phần của pha hơi đi vào mâm ở đó chất lỏng chứa (a) 75 và (b) 15% mol cấu tử dễ bay hơi.

6.19. Tháp chưng cất liên tục sản xuất 200 kg/h acid acetic với nồng độ 70% mol. Nhập liệu vào tháp là hỗn hợp acetic và nước ở nhiệt độ sôi. Hàm lượng của acid acetic trong nhập liệu là 31% mol. Sản phẩm đỉnh là nước chứa 8% mol acetic. Áp suất trong tháp là áp suất thường. Xác định số bậc thay đổi nồng độ với tỉ số hoàn lưu là 4. Xác định lượng hơi đốt tiêu tốn ở nồi đun (áp suất tuyệt đối là 4at) nếu hơi có độ ẩm 5%. Nhiệt thất thoát bằng 4% lượng nhiệt hữu ích. Số liệu nồng độ cân bằng xem bảng phụ lục 47.

6.20. Tháp chưng cất với nhập liệu có suất lượng 5000 kg/h hỗn hợp gồm 29% khối lượng rượu metylic và 71% khối lượng nước. Phương trình đường làm việc cho phần cất của tháp là y = 0,73x + 0,264. Sản phẩm đáy có suất lượng 3800 kg/h. Xác định:

a) Phần trăm khối lượng rượu metylic trong sản phẩm đáy.

b) Lượng hơi (kg/h) vào thiết bị ngưng tụ hoàn lưu và

c) Suất lượng nước vào thiết bị ngưng tụ nếu nhiệt độ nước tăng lên 12°C.

6.21. Các phương trình làm việc của một tháp chưng cất dùng phân tách hỗn hợp benzen và toluen ở áp suất thường là:

$$y = 0{,}723x + 0{,}263$$

$$y = 1{,}25x - 0{,}0188$$

Nhập liệu vào tháp là 75 kmol/h ở nhiệt độ sôi. Hơi nước gia nhiệt ở nồi đun có áp suất dư là 3at. Xác định diện tích bề mặt trao đổi nhiệt ở nồi đun và lượng hơi tiêu tốn (hơi có 5% độ ẩm). Hệ số truyền nhiệt tổng quát là K = 580 W/m^2 . °C. Bỏ qua nhiệt tổn thất. Giả sử rằng nhiệt độ sôi của chất lỏng trong nồi đun bằng nhiệt độ sôi của toluen nguyên chất.

6.22. Một tháp chưng cất hỗn hợp nhập liệu gồm nước và rượu etylic ở 70°C chứa 10% khối lượng rượu. Xác định lượng nhiệt tiêu tốn ở nồi đun và lượng nhiệt trao đổi ở thiết bị ngưng tụ cho mỗi kg sản phẩm đỉnh chứa 94% khối lượng rượu và sản phẩm đáy gần như không chứa rượu. Phần cất của tháp hoạt động với tỷ số hoàn lưu bằng 4. Bỏ qua nhiệt tổn thất. Nồi đun được gia nhiệt gián tiếp.

6.23. Năng suất của một tháp chưng cất hỗn hợp rượu metylic nước là 1500kg/h sản phẩm đỉnh. Tháp làm việc ở áp suất thường. Diện tích bề mặt trao đổi nhiệt của thiết bị ngưng tụ hoàn lưu là 60 m^2, hệ số truyền nhiệt tổng quát là 810 W/m^2,°C. Xác định tỷ số hoàn lưu và lượng nước sử dụng ở thiết bị ngưng tụ nếu nước được gia nhiệt từ 15 đến 35°C.

6.24. Xác định diện tích bề mặt trao đổi nhiệt và lượng nước cần dùng trong thiết bị ngưng tụ hoàn lưu của tháp chưng cất để phân tách hỗn hợp benzen – toluen theo những điều kiện sau: lượng sản phẩm đỉnh là 600kg/h, tỉ số hoàn lưu là 3,75, nhiệt độ đầu và cuối của nước là 20 và 45°C, hệ số truyền nhiệt tổng quát là 700 W/m^2,°C. Giả sử rằng sản phẩm đỉnh là benzen tinh khiết. Áp suất trong tháp là áp suất thường.

6.25. Xác định số mâm cần thiết cho quá trình chưng cất gián đoạn để phân tách hỗn hợp cloroform và benzen ở áp suất thường. Nhập liệu chứa 38% mol cloroform, sản phẩm đỉnh chứa 97% mol và sản phẩm đáy chứa 10% mol cloroform. Tỉ số hoàn lưu bằng 2. Số liệu thành phần cân bằng cho ở bảng phụ lục 47. Số mâm tương ứng với một bậc thay đổi nồng độ là 1,4.

6.26. Hỗn hợp rượu metylic và nước được phân tách trong một tháp chưng cất liên tục với lượng 5000kg/h. Phần khối lượng của rượu metylic trong nhập liệu là 20% và trong sản phẩm đỉnh 90%. Tỉ số hoàn lưu là 1,8. Nước cung cấp cho thiết bị ngưng tụ hoàn lưu với lưu lượng 40 m^3/h và được gia nhiệt từ 20 đến 40°C. Xác định lượng rượu metylic thải ra mỗi giờ trong dòng sản phẩm này.

6.27. Tháp chưng cất liên tục nhập liệu 6 tấn/h hỗn hợp benzen - toluen với hơi đốt có độ ẩm 5% và áp suất tuyệt đối 1at. Nhập liệu chứa 32% khối lượng benzen. Nồng độ sản phẩm đỉnh là 97% khối lượng benzen và của sản phẩm đáy là 95% khối lượng toluen. Xác định:

a) Suất lượng của dòng sản phẩm đỉnh và sản phẩm đáy;

b) Áp suất trong tháp;

c) Số mâm cần thiết, với tỉ số hoàn lưu bằng 3,1 hiệu suất mâm tổng quát E = 0,71 và

d) Lượng hơi đốt tiêu tốn, lượng nước sử dụng trong thiết bị ngưng tụ hoàn lưu nếu nước được gia nhiệt lên 15°C.

Hỗn hợp tuân theo định luật Raoult. Nhiệt tổn thất bằng 3% lượng nhiệt hữu ích. Nhập liệu vào ở nhiệt độ sôi. Giả sử sự sai biệt nhiệt độ trong nồi đun là 10°C.

VÍ DỤ VỀ TÍNH TOÁN VÀ CHỌN THÁP MÂM CHO CHƯNG CẤT

Tính và chọn tháp chưng cất liên tục với mâm xuyên lỗ phân tách ở áp suất thường, 10 tấn/h hỗn hợp lỏng chứa 50% khối lượng benzen và 50% khối lượng toluen. Nồng độ benzen trong sản phẩm đỉnh là 96% khối lượng và nồng độ sản phẩm đáy là 98% khối lượng toluen. Nhập liệu được gia nhiệt đến nhiệt độ sôi trước khi vào tháp. Hơi gia nhiệt có áp suất dư 3at. Sơ đồ chưng cất cho ở hình 6.17.

1. Cân bằng vật chất: gọi suất lượng dòng sản phẩm đỉnh là G_D (kg/h) và của dòng sản phẩm đáy G_W (kg/h).

Từ cân bằng vật chất (6.4) và (6.5):

$$G_D + G_W = 10.000$$

$$G_D \,.\, 0{,}96 + G_W \,.\, 0{,}02 = 10.000 \,.\, 0{,}5$$

ta tìm được G_D = 5110 kg/h, và G_W = 4890 kg/h.

Biểu diễn nồng độ của các dòng nhập liệu, sản phẩm đỉnh, sản phẩm đáy theo phần mol.

Nhập liệu $$x_F = \frac{\bar{x}_F/M_B}{\dfrac{\bar{x}_F}{M_B} + \dfrac{100 - \bar{x}_F}{M_T}} = \frac{50/78}{\dfrac{50}{78} + \dfrac{50}{92}} = 0{,}542$$

Sản phẩm đỉnh $$x_D = \frac{\bar{x}_D/M_B}{\dfrac{\bar{x}_D}{M_B} + \dfrac{100 - \bar{x}_D}{M_T}} = \frac{96/78}{\dfrac{96}{78} + \dfrac{4}{92}} = 0{,}965$$

Sản phẩm đáy $x_W = \dfrac{\bar{x}_W/M_B}{\dfrac{\bar{x}_W}{M_B} + \dfrac{100 - \bar{x}_W}{M_T}} = \dfrac{2/78}{\dfrac{2}{78} + \dfrac{98}{92}} = 0{,}023$

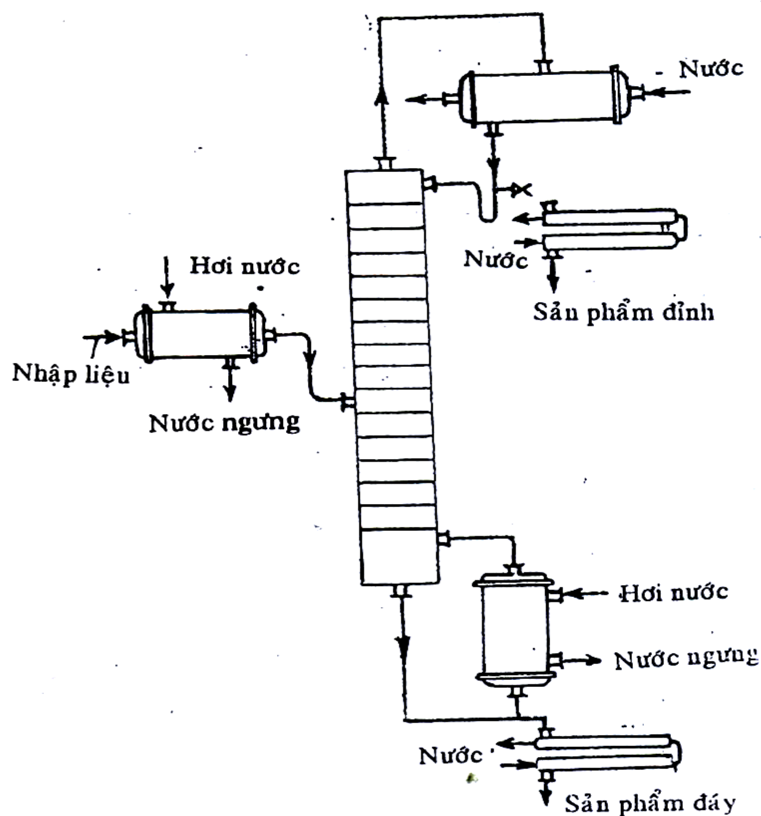
Suất lượng mol tương đối của dòng nhập liệu là:

$$f = \frac{x_D - x_W}{x_F - x_W} = \frac{0{,}965 - 0{,}023}{0{,}542 - 0{,}02232} = 1{,}82$$

Đường cân bằng cho ở hình 6.7. Tỉ số hoàn lưu tối thiểu xác định theo (6.10)

$$R_{min} = \frac{x_D - y^*_F}{y^*_F - x_F} = \frac{0{,}965 - 0{,}74}{0{,}74 - 0{,}542} = 1{,}135$$

với $y^*_F = 0{,}74$ là phần mol của benzen trong pha hơi cân bằng với nhập liệu lỏng được xác định trên đồ thị xy*.



Hình 6.17. Tháp chưng cất

Tỉ số hoàn lưu làm việc theo (6.12) là:

$$R = 1{,}3R_{min} + 0{,}3 = 1{,}3\ .\ 1{,}135 + 0{,}3 = 1{,}78$$

Các phương trình đường làm việc là:

a) Phần cất của tháp

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1} = \frac{1{,}78}{2{,}78}x + \frac{0{,}965}{2{,}78}$$

$$y = 0{,}64x + 0{,}347$$

b) Phần chưng của tháp

$$y = \frac{R+f}{R+1}x - \frac{f-1}{R+1}x_W = \frac{1{,}78 + 1{,}82}{2{,}78}x - \frac{1{,}82 - 1}{2{,}78} \times 0{,}023$$

$$y = 1{,}3x - 0{,}0068$$

2. Xác định vận tốc pha hơi và đường kính tháp. Nồng độ trung bình của pha lỏng :

a) Phần cất của tháp:

$$x'_m = \frac{x_F + x_D}{2} = \frac{0{,}542 + 0{,}965}{2} = 0{,}754$$

b) Phần chưng của tháp:

$$x''_m = \frac{x_F + x_W}{2} = \frac{0{,}542 + 0{,}023}{2} = 0{,}283$$

Ta tìm nồng độ trung bình của pha hơi theo các phương trình đường làm việc:

a) Phần cất của tháp:

$$y'_m = 0{,}64x'_m - 0{,}347 = 1{,}64\ .\ 0{,}754 + 0{,}347 = 0{,}829$$

b) Phần chưng của tháp:

$$y''_m = 1{,}3x''_m - 0{,}0068 = 1{,}3\ .\ 0{,}283 - 0{,}0068 = 0{,}361$$

Xác định nhiệt độ trung bình của pha hơi từ giản đồ txy (hình 6.6).

a) với $y'_m = 0{,}829$ ta tìm được $t'_m = 88°C$.

b) với $y''_m = 0{,}361$ ta tìm được $t'_m = 103°C$

Khối lượng mol trung bình và khối lượng riêng của pha hơi là:

a) $$M'_m = 0{,}829\ .\ 78 + (1 - 0{,}829)\ 92 = 80{,}3 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho'_m = \frac{M'_m T_o}{22{,}4T'_m} = \frac{80{,}3\ .\ 273}{22{,}4\ .\ 361} = 2{,}71 \text{ kg/m}^3$$

b) $$M''_m = 0{,}361\ .\ 78 + (1 - 0{,}361)\ 92 = 87 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho''_m = \frac{M''_m T_o}{22{,}4\,T'_m} = \frac{87\ .\ 273}{22{,}4\ .\ 376} = 2{,}82 \text{ kg/m}^3$$

Khối lượng riêng trung bình của pha hơi trong tháp là:

$$\rho_V = \frac{\rho'_m + \rho''_m}{2} = \frac{2{,}71 + 2{,}82}{2} = 2{,}77\ kg/m^3$$

Khối lượng riêng của benzen và toluen lỏng gần bằng nhau. Nhiệt độ tại đỉnh tháp với x_D = 0,965 là 82°C và trong nồi đun với x_W = 0,023 là 109°C (hình 6.6).

Khối lượng riêng của benzen lỏng ở 82°C là ρ_B = 813 kg/m^3 và của toluen lỏng ở 109°C là ρ_T = 783 kg/m^3.

Chấp nhận rằng khối lượng riêng trung bình của pha lỏng trong tháp là:

$$\rho_L = \frac{813 + 783}{2} = 800\ kg/m^3$$

Xác định vận tốc pha hơi trong tháp theo (6.17). Chọn khoảng cách mâm là h = 300mm. Với mâm xuyên lỗ, đồ thị hình 6.2 cho C = 0,032.

Vận tốc pha hơi trong tháp theo (6.18) là:

$$v = C\sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_V}} = 0{,}032\sqrt{\frac{800}{2{,}77}} = 0{,}54\ m/s$$

Lưu lượng pha hơi đi qua tháp ở nhiệt độ trung bình

t_m = (88 + 103)/2 = 96°C là:

$$Q_V = \frac{G_D(R+1)22{,}4\,.\,T_m}{M_DT_o3600} = \frac{5110(1{,}78+1)22{,}4\,.\,369}{78{,}5\,.\,273\,.\,3600} = 1{,}52 m^3/s$$

với M_D là khối lượng mol của dòng sản phẩm đỉnh:

$$M_D = 0{,}965\,.\,78 + 0{,}035\,.\,92 = 78{,}5\ kg/kmol$$

Đường kính tháp là:

$$D = \sqrt{\frac{Q_V}{0{,}785v}} = \sqrt{\frac{1{,}52}{0{,}785\,.\,0{,}54}} = 1{,}89\ m$$

Chọn đường kính tháp D = 1800mm theo tiêu chuẩn. Như vậy vận tốc của pha hơi đi trong tháp là:

$$v = \frac{Q_V}{0{,}785D^2} = \frac{1{,}52}{0{,}785\,.\,1{,}8^2} = 0{,}6\ m/s$$

3. Tính thủy lực của mâm: Chọn các kích thước mâm như sau: đường kính lỗ d_l = 4mm, chiều cao của gờ chảy tràn trên mâm h_g = 40mm. Tổng tiết diện lỗ (tiết diện tự do) là 8% tổng tiết diện mâm. Diện tích của hai bán nguyệt dành cho ống chảy chuyền là 20% tổng tiết diện mâm.

Ta tính trở lực thủy lực của mâm trong phần cất và phần chưng của tháp theo (1.69):

$$\Delta p = \Delta p_k + \Delta p_\sigma + \Delta p_b$$

a) Phần cất của tháp:

Trở lực thủy lực của mâm khô theo (1.70) là:

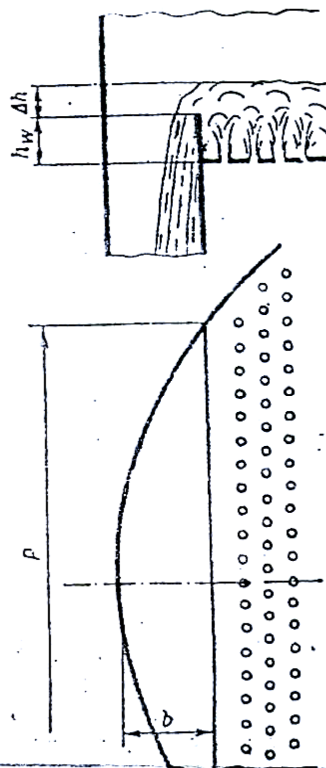
$$\Delta p_k = \xi \frac{v_l^2 \rho_V}{2}$$

Hệ số trở lực vô thứ nguyên của mâm lỗ khi không thấm ướt với tiết diện tự do từ 7 đến 10% là $\xi = 1,82$ và vận tốc của pha hơi đi qua lỗ trên mâm là $v_l = 0,6/0,08 = 7,5$m/s. Thay các giá trị trên vào (1.70) được:

$$\Delta p_k = 1,81 \,.\, \frac{7,5^2 \,.\, 2,71}{2} = 138 \text{ N/m}^2$$

Trở lực do sức căng bề mặt theo (1.71) là:

$$\Delta p_\sigma = \frac{4\sigma}{d_l}$$



Hình 6.18. Sơ đồ mâm xuyên lỗ.

Sức căng bề mặt của chất lỏng ở nhiệt độ 88°C là nhiệt độ trung bình phần cất của tháp là $\sigma = 20,5 \,.\, 10^{-3}$ N/m (benzen và toluen có sức căng bề mặt gần giống nhau), đường kính lỗ trên mâm là d_l = 4mm = 0,004m. Như vậy

$$\Delta p_\sigma = \frac{4 \,.\, 20,5 \,.\, 10^{-3}}{0,004} = 20,5 \text{ N/m}^2$$

Trở lực thủy lực qua lớp chất lỏng bọt trên mâm là:

$$\Delta p_b = 1,3 h_b k \rho_b g$$

Chiều cao của lớp chất lỏng bọt là: (hình 6.18)

$$h_b = h_g + \Delta h$$

Ta tính giá trị của Δh chiều cao lớp chất lỏng trên gờ chảy tràn theo phương trình 1.74:

$$\Delta h = \left(\frac{Q_{V,l}}{1,85 P k} \right)^{2/3}$$

với $Q_{V,l}$ – lưu lượng của chất lỏng, m²/s;

P – chu vi của gờ;

$k = \rho_b/\rho_l$ – tỉ số giữa khối lượng chất lỏng bọt và khối lượng riêng của chất lỏng, lấy gần bằng 0,5.

Lưu lượng của chất lỏng trong phần cất của tháp là:

$$Q_{V,l} = \frac{G_D R M_m}{M_D \rho_l} = \frac{5110 \,.\, 1,78 \,.\, 81,4}{3600 \,.\, 78,5 \,.\, 800} = 0,00328 \text{ m}^3/\text{s}$$

với $M_m = 0,754 \,.\, 78 + 0,246 \,.\, 92 = 81,4$ là khối lượng mol trung bình của chất lỏng kg/kmol.

Chiều dài gờ (là chu vi nếu ống chảy chuyền có tiết diện hình tròn) (hình 6.18) được : định bằng cách giải hệ phương trình:

$$\left(\frac{P}{2}\right)^2 + (R-b)^2 = R^2$$

$$0{,}1\pi R^2 = \frac{2}{3}P_b$$

với R = 0,9m là bán kính mâm, $\frac{2}{3}P_b$ – giá trị gần đúng của diện tích hình bán nguyệt.

Giải hệ phương trình được P = 1,32m và b = 0,289m. Tính Δh

$$\Delta h = \left(\frac{0{,}00328}{1{,}85 \,.\, 1{,}32 \,.\, 0{,}5}\right)^{2/3} = 0{,}0193\text{m}$$

Chiều cao của lớp chất lỏng bọt trên mâm là:

$$h_b = h_g + \Delta h = 0{,}04 + 0{,}0193 = 0{,}0593\text{m}$$

Trở lực qua lớp chất lỏng bọt là:

$$\Delta p_b = 1{,}3h_b k\rho_l g = 1{,}3 \,.\, 0{,}0593 \,.\, 0{,}5 \,.\, 800 \,.\, 9{,}81 = 302\ \text{N/m}^2$$

Tổng trở lực thủy lực của 1 mâm trong phần cất của tháp là:

$$\Delta p' = \Delta p_k + \Delta p_\sigma + \Delta p_b = 138 + 20{,}5 + 302 = 461\ \text{N/m}^2$$

b) Phần chưng của tháp:

$$\Delta p_k = \frac{1{,}82 \,.\, 7{,}5^2 \,.\, 2{,}82}{2} = 144\ \text{N/m}^2$$

$$\Delta p_\sigma = \frac{4 \,.\, 18{,}8 \,.\, 10^{-3}}{0{,}004} = 18{,}8\ \text{N/m}^2$$

với $18{,}8 \,.\, 10^{-3}$ N/m là sức căng bề mặt của chất lỏng $t_m = 103°C$.

Lưu lượng của chất lỏng là:

$$Q_{V,l} = \left(\frac{G_D R}{M_D} + \frac{G_F}{M_F}\right)\frac{M_m}{\rho_l}$$

Khối lượng phân tử là $M_F = 0{,}542 \,.\, 78 + 0{,}458 \,.\, 92 = 84{,}4$ kg/kmol và $M_m = 0{,}283 \,.\, 78 + 0{,}717 \,.\, 92 = 88$kg/kmol. Do đó:

$$Q_{V,l} = \left(\frac{5110 \,.\, 1{,}78}{78{,}5} + \frac{10000}{84{,}4}\right)\frac{88}{3600 \,.\, 800} = 0{,}00717\ \text{m}^3\text{/s}$$

$$\Delta h = \left(\frac{0{,}00717}{1{,}85 \,.\, 1{,}32 \,.\, 0{,}5}\right)^{2/3} = 0{,}0325\text{m}$$

$$h_b = 0{,}04 + 0{,}0325 = 0{,}0725\text{m}$$

$$\Delta p_b = 1,3 \cdot 0,0725 \cdot 0,5 \cdot 800 \cdot 9,81 = 369\ N/m^2$$

Tổng trở lực thủy lực của mâm trong phần chưng của tháp là:

$$\Delta p'' = 144 + 18,8 + 369 = 532\ N/m^2$$

Kiểm tra lại khoảng cách mâm h = 0,3m đảm bảo cho điều kiện hoạt động bình thường của tháp:

$$h > 1,8 \frac{\Delta p}{\rho_l g}$$

với các mâm trong phần chưng trở lực thủy lực qua một mâm lớn hơn trở lực thủy lực của mâm trong phần cất, ta có:

$$\frac{1,8\Delta p''}{\rho_l g} = \frac{1,8 \cdot 532}{800 \cdot 9,81} = 0,122m$$

Kết quả là điều kiện trên được thỏa.

Ta kiểm tra tính đồng nhất của hoạt động của mâm. Tính vận tốc tối thiểu qua lỗ của pha hơi v_l,min đủ để cho các lỗ trên mâm đều hoạt động.

$$v_l,min = 0,67 \sqrt{\frac{g\rho_l h_b}{\xi \rho_V}} = 0,67 \sqrt{\frac{9,81 \cdot 800 \cdot 0,0725}{1,82 \cdot 2,82}} = 7,05\ m/s$$

Ta tính được v_l,min nhỏ hơn v_l = 7,5 m/s, do đó các lỗ trên mâm đều hoạt động.

4. Xác định số mâm và chiều cao tháp. Vẽ đường làm việc cho phần chưng và phần cất của tháp theo hình 6.19 và xác định được số bậc thay đổi nồng độ n_{lt}. Với phần cất của tháp ta được $n'_{lt} \approx 7$, với phần chưng $n''_{lt} \approx 8$, tổng cộng 15 bậc.

Ta tính số mâm theo phương trình (6.20):

$$n = n_{lt}/E$$

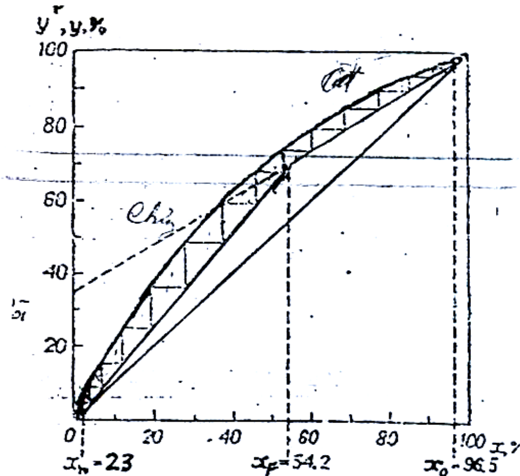
Để xác định hiệu suất mâm tổng quát E, tìm độ bay hơi tương đối của hai cấu tử $\alpha = P_b/P_T$ và độ nhớt của nhập liệu μ ở nhiệt độ trung bình của tháp 96°C.

Ở nhiệt độ này, áp suất hơi bão hòa của benzen là P_B = 1204 mmHg và của toluen P_T = 492,5 mm (bảng 6.1) do đó α = 1204/492,5 = 2,45.

Độ nhớt của benzen và toluen ở 96°C là 0,27cp và 0,29 cp. Lấy độ nhớt của nhập liệu μ = 0,28 cp.

Kết quả là $\alpha\mu$ = 2,45 . 0,28 = 0,685.

Từ hình 6.4 ta tìm được E = 0,53 (hình 6.18) cho chiều dài đường đi pha lỏng trên mâm là:



Hình 6.19. Xác định số bậc thay đổi nồng độ.

$$l = D - 2b = 1{,}8 - 2\ .\ 0{,}289 = 4{,}22\,m$$

Dùng đồ thị hình 6.5 tìm giá trị số hiệu chỉnh chiều dài đường đi $\Delta = 0{,}105$. Hiệu suất mâm tổng quát trung bình theo (6.21) là:

$$E_{tb} = E(1 + \Delta) = 0{,}53\ (1 + 0{,}105) = 0{,}59$$

Để so sánh, ta tính hiệu suất Murphree của một mâm E_M theo công thức vô thứ nguyên nhận được từ xử lý thống kê các số liệu thực nghiệm cho mâm chóp và mâm xuyên lỗ:

$$E_M = 0{,}068 C_1^{0,1} C_2^{0,115}$$

với C_1, C_2 là các số vô thứ nguyên.

$$C_1 = \frac{Re_V}{A_{td}} Sc_l \frac{\mu_V}{\mu_l} = \frac{v h_g \rho_V}{A_{td} \mu_V} \cdot \frac{\mu_l}{\rho_l D_l} \frac{\mu_V}{\mu_l} = \frac{v h_g \rho_V}{A_{td} \rho_l D_l}$$

$$C_2 = \frac{Re_V}{We} Sc_l \frac{\nu_V}{\nu_l} = \frac{v h_g \sigma}{\nu_v \rho_l v^2} \cdot \frac{\nu_l \nu_V}{h_g D_l \nu_l} = \frac{\sigma}{v \rho_l D_l}$$

trong đó

v = vận tốc của pha hơi trong tháp, m/s;

A_{td} = diện tích tương đối của phần tự do trên mâm;

h_g = chiều cao gờ chảy tràn, m;

ρ_V và ρ_l = theo thứ tự là khối lượng riêng pha hơi và pha lỏng kg/m^3;

D_l – hệ số khuếch tán của cấu tử dễ bay hơi trong nhập liệu được xác định theo (5.28), m^2/s;

σ = sức căng bề mặt của chất lỏng nhập liệu, N/m;

We = số Weber vô thứ nguyên.

Các hằng số hóa lý được lấy ở nhiệt độ trung bình của tháp. Hệ số khuếch tán D_l được xác định theo (5.28):

$$D_l = 7{,}4\ .\ 10^{-12} \frac{(CM)^{0,5} T}{\mu_l V^{0,6}}$$

Trường hợp này: $C = 1$; $\mu_l = 0{,}28cp = 0{,}28\ .\ 10^{-3}$ kg/m . s; $M = M_F = 84{,}4$ kg/kmol, $V = 6\ .\ 14{,}8 + 6\ .\ 3{,}7 - 15 = 96$ và $T = 96 + 273 = 369K$; hệ số khuếch tán là:

$$D_l = \frac{7{,}4\ .\ 10^{-12}\ .\ 84{,}4^{0,5}\ .\ 369}{0{,}28\ .\ 96^{0,6}} = 5{,}8\ .\ 10^{-9}\ m^2/s$$

Các số vô thứ nguyên C_1, C_2 là:

$$C_1 = \frac{v h_g \rho_V}{A_{td} \rho_l D_l} = \frac{0{,}6\ .\ 0{,}04\ .\ 2{,}77}{0{,}08\ .\ 800\ .\ 5{,}8\ .\ 10^{-9}} = 1{,}79\ .\ 10^5$$

$$C_2 = \frac{\sigma}{\nu \rho_1 D_1} = \frac{19,7 \,.\, 10^{-3}}{0,6 \,.\, 800 \,.\, 5,8 \,.\, 10^{-9}} = 0,71 \,.\, 10^4$$

Hiệu suất Murphree của mâm là:

$E_M = 0,068 C_1^{0,1} C_2^{0,115} = 0,068 (1,79 \,.\, 10^5)^{0,1} (0,71 \,.\, 10^4)^{0,115} = 0,63$, giá trị trên gần với giá trị E_{tb}.

Số mâm là:

– Phần cất của tháp $n' = \dfrac{n'_h}{E_{tb}} = \dfrac{7}{0,59} = 12$

– Phần chưng của tháp $n'' = \dfrac{n''_h}{E_{tb}} = \dfrac{8}{0,59} = 14$

Tổng số mâm là n = 26, để dự trữ n = 30 với 14 mâm trong phần cất và 16 mâm trong phần chưng.

Chiều cao các mâm trong tháp theo (6.19) là:

$$Z = (n - 1)\, h = (30 - 1)\, 0,3 = 8,7 m$$

Tổng trở lực thủy lực của các mâm là:

$$\Delta p = \Delta p' n' + \Delta p'' n'' = 461 \,.\, 14 + 532 \,.\, 16 = 14950\ N/m^2 = 0,15\ at$$

5. Tính nhiệt cho hệ thống. Xác định lượng nhiệt trao đổi ở thiết bị ngưng tụ hoàn lưu theo (6.15):

$$Q_D = G_D(1 + _x)L_D$$

với $L_D = \bar{x}_D L_B + (1 - \bar{x}_D) L_T = 0,96 \,.\, 392,4 \,.\, 10^3 + 0,04 \,.\, 377,8 \,.\, 10^3 = 392 \,.\, 10^3$ J/kg

với L_B và L_T là nhiệt lượng riêng của benzen và toluen ở 82°C. Do đó:

$$Q_D = \frac{5110}{3000}(1 + 1,78) 392 \,.\, 10^3 = 1.550.000\ W$$

Nhiệt lượng cung cấp cho nồi đun từ hơi đốt được tính theo (6.14):

$$Q_D = Q_D + G_D C_D t_D + G_W C_W t_W - G_F C_F t_F + Q_t = 1,03$$

$$\left(1.5[illegible]0.000 + \frac{5110}{[illegible]600} \,.\, 0,46 \,.\, 4190 \,.\, 82\right) + \frac{4890}{3600} \,.\, 0,45 \,.\, 4190 \,.\, 109 - \frac{10.000}{3600} \,.\, 0,455 \,.\, 4190 \,.\, 91,5)$$

$= 1.615.[illegible]00$ W

Với Q_t là nhiệt tổn thất lấy bằng 3% lượng nhiệt hữu ích, nhiệt dung riêng được lấy ở t_D = 82°C, t_W = [illegible]1,5°C; nhiệt độ sôi của nhập liệu ở t_F = 91,5°C được xác định từ hình 6.6.

Lượng nhiệt t[illegible] để gia nhiệt nhập liệu đến nhiệt độ sôi:

$$Q = 1,[illegible] - t_{vào}) = 1,05 \frac{10000}{3600} \,.\, 0,425 \,.\, 4190\, (91,5 - 18) = 382000\ W$$

[illegible] tổn thất lấy bằng 5%, nhiệt dung riêng của nhập liệu

$$C_F = (0{,}5 .\ 0{,}43 + 0{,}5\ .\ 0{,}42)\ 4190\ \text{J/kg°C}$$

được lấy ở nhiệt độ trung bình (91,5 + 18)/2 = 55°C

Lượng nhiệt trao đổi để làm nguội sản phẩm đỉnh:

$$Q = G_D C_D (t_D - t_{ra}) = \frac{5110}{[illegible]} \ldots [illegible]\ (91 - 25) = 145.[illegible]0\ \text{W}$$

với nhiệt dung riêng của sản phẩm đỉnh C_D = 0,4[illegible] J/kg°C được lấy ở nhiệt độ trung bình (82 + 25)/2 = 54°C.

Lượng nhiệt trao đổi để làm nguội sản phẩm đáy:

$$Q = G_W C_W (t_W - t_{ra}) = \frac{4890}{3600} .\ 0{,}425\ .\ 4190\ (109 - 25) = 203.000\ \text{W}$$

với nhiệt dung riêng của sản phẩm đáy C_W = 0,425 . 4190 J/kg°C được lấy ở nhiệt độ trung bình (109 + 25)/2 = 67°C.

Lượng hơi đốt sử dụng ở áp suất tuyệt đối 4at và độ ẩm 5% là:

a) Nồi đun

$$G_h = \frac{Q_Đ}{L_h x} = \frac{1.615.000}{2141\ .\ 10^3\ .\ 0{,}35} = 0{,}8\ \text{kg/s}$$

với $L_h = 2141\ .\ 10^3$ J/kg là nhiệt lượng riêng của hơi đốt.

b) Thiết bị gia nhiệt nhập liệu

$$G_h = \frac{382000}{2141\ .\ 10^3\ .\ 0{,}95} = 0{,}19\ \text{kg/s}$$

Tổng lượng hơi đốt sử dụng là 0,8 + 0,19 = 0,99 kg/s = 3,6 tấn/h.

Lưu lượng của nước làm lạnh khi được gia nhiệt lên 20°C là:

a) Thiết bị ngưng tụ hoàn lưu

$$Q_{V,n} = \frac{Q_D}{C_W (t_{ra} - t_{vào}) \rho N} = \frac{1.550.000}{4190\ .\ 20\ .\ 1000} = 0{,}0185\ \text{m}^3\text{/s}$$

b) Thiết bị làm nguội sản phẩm đỉnh

$$Q_{V,n} = \frac{145.500}{4190\ .\ 20\ .\ 1000} = 0{,}00174\ \text{m}^3\text{/s}$$

c) Thiết bị làm nguội sản phẩm đáy

$$Q_{V,n} = \frac{203.000}{4190\ .\ 20\ .\ 1000} = 0{,}00242\ \text{m}^3\text{/s}$$

Tổng lưu lượng nước làm lạnh là

$$0{,}0185 + 0{,}00174 + 0{,}00242 = 0{,}02266 \approx 0{,}0227\ \text{m}^3\text{/s} = 82\ \text{m}^3\text{/h}.$$

CHƯƠNG 7

TRÍCH LY

Quá trình dùng dung môi để tách một hoặc một số cấu tử từ một hỗn hợp ở trạng thái rắn hoặc lỏng được gọi là trích ly chất rắn hoặc chất lỏng, dung môi được lựa chọn tương ứng với các cấu tử riêng biệt. Sau đó để tách cấu tử ra khỏi hỗn hợp với dung môi, người ta dùng quá trình chưng cất. Lợi ích của quá trình trích ly lỏng được xác định như sau:

1. Trường hợp không có khả năng phân tách hỗn hợp lỏng bằng chưng cất do sự tạo thành những hỗn hợp đẳng phí, do hỗn hợp khó bay hơi và do các cấu tử trong hỗn hợp kém bền với nhiệt.
2. Tiết kiệm năng lượng (nhiệt năng); nếu tiêu phí năng lượng để tinh luyện hỗn hợp làm chuẩn nào đó gồm các cấu tử có nhiệt độ sôi gần nhau, do nồng độ loãng hoặc do những nguyên nhân khác nữa, thì tiêu hao năng lượng lớn hơn so với quá trình trích ly và tách dung môi khỏi các sản phẩm. Những vấn đề về mặt tính học của quá trình trích ly được giải quyết một cách thuận lợi bằng cách dùng đồ thị, nhờ các biểu đồ tam giác hoặc chữ nhật.

NHỮNG CÔNG THỨC TÍNH VÀ CÁC PHƯƠNG PHÁP TÍNH BẰNG ĐỒ THỊ

1. Những tính chất của biểu đồ tam giác:

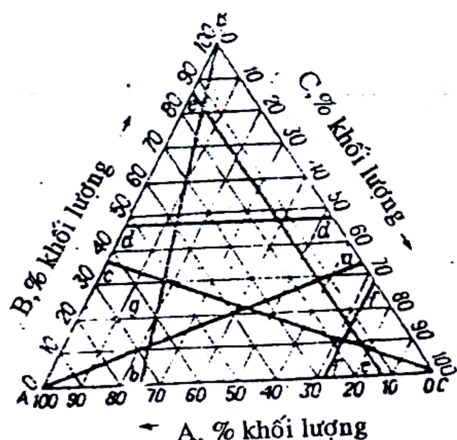
a) Các đỉnh của hình tam giác (hình 7.1) tương ứng với các cấu tử nguyên chất A, B và C, các cạnh của hình tam giác AB, BC và AC tương ứng với những hỗn hợp hai cấu tử A và B, B và C, A và C. Những điểm ở bên trong hình tam giác tương ứng với những hỗn hợp ba cấu tử (ví dụ như điểm g là giao điểm của các đường, nghĩa là đặc trưng cho thành phần của hỗn hợp sau: 70% trọng lượng A: 20% B và 10% C).

b) Những đường Aa, Bb, Cc, kẻ từ các đỉnh hình tam giác là quĩ tích của những điểm quân cờ của các hỗn hợp có tỷ lệ hàm lượng 2 cấu tử khác $\frac{\bar{x}_B}{\bar{x}_C}, \frac{\bar{x}_A}{\bar{x}_C}, \frac{\bar{x}_A}{\bar{x}_B}$ tương ứng không đổi.

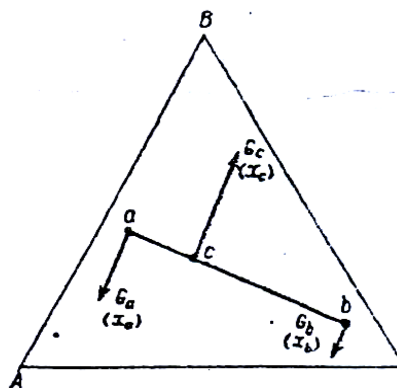
c) Những đường thẳng dd, ee, ff song song với các cạnh của hình tam giác AC, BC, AB là quĩ tích của những điểm quân cờ của các hỗn hợp có hàm lượng các cấu tử B, A và C tương ứng không đổi.

2. Quy tắc đòn bẩy là trường hợp riêng của quy tắc trọng tâm:

Khi trộn hai dung dịch mà các thành phần của chúng được biểu thị ở trên biểu đồ bằng những điểm a và b bất kỳ và thành phần chung của hỗn hợp được biểu thị bằng điểm c nằm



Hình 7.1. Biểu đồ tam giác


Hình 7.2. Quy tắc đòn bẩy

trên đường thẳng nối các điểm đó lại thì những đoạn ac và bc tỷ lệ nghịch với những lượng dung dịch đã lấy (hình 7.2).

$$G_a + G_b = G_c$$

đồng thời $\bar{x}_a + \bar{x}_b \neq \bar{x}_c$

Vậy thì

$$G_a \overline{ac} = G_b \overline{bc}\,;\ \frac{G_a}{\overline{bc}} = \frac{G_b}{\overline{ac}}$$

$$G_c \overline{ac} = G_b \overline{ab}; \qquad (7.1)$$

$$G_c \overline{bc} = G_a \overline{ab}\,;\ \frac{G_c}{\overline{ab}} = \frac{G_b}{\overline{ac}} = \frac{G_a}{\overline{bc}}$$

ở đây

G_a, G_b, G_c – trọng lượng của hỗn hợp a, b, và c đơn vị đo là: [kg];

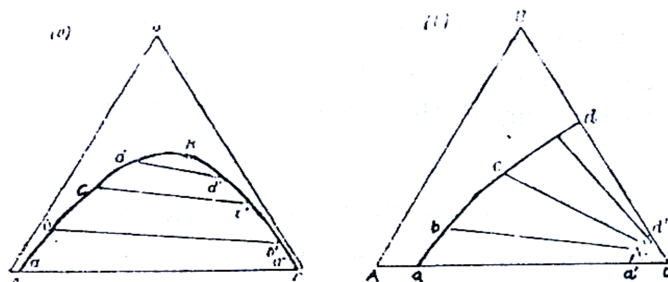
$\bar{x}_a$, $\bar{x}_b$, $\bar{x}_c$ – nồng độ của các cấu tử bất kỳ (A, B hoặc C) trong hỗn hợp a, b, và c đơn vị đo là % trọng lượng.

Những tỷ lệ đó chỉ dùng khi có sự phân lớp hỗn hợp c thành 2 pha tồn tại a và b.

3. Những hệ 3 cấu tử điển hình có giá trị nhất được trình bày ở hình 7.3 và 7.4. Ở đây đỉnh A của hình tam giác tương ứng với dung môi thứ nhất (thể rắn hay thể lỏng), đỉnh B tương ứng với cấu tử chuyển tiếp trích ly (thể rắn hoặc thể lỏng), đỉnh C của tam giác tương ứng với dung môi thứ hai hay là chất trích ly (chất lỏng).

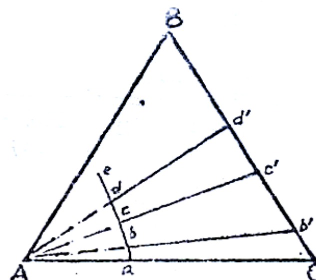
Trên hình 7.3: đường abcdKd'c'b'a' là đường cong biên giới: miền bên trong đường cong này là khu vực các hỗn hợp có phân lớp thành hai pha tồn tại, thành phần của các hỗn hợp được biểu thị bằng những điểm trên đường cong, miền ngoài đường cong biên giới là khu vực các dung dịch không có sự phân lớp (dung dịch đồng thể); điểm K là điểm tới hạn; phần trái đường cong biên giới là nhánh của các pha trích ly, phần phải là nhánh của các pha lọc; những đoạn bb', cc', dd' nối các điểm quân cờ của những pha tồn tại là các đường cân

bằng (Connode) [1].



Hình 7.3. Hệ thống lỏng - lỏng có một (a) và có hai (b) lỗ hổng hỗn hợp hoặc một và hai cặp cấu tử hòa tan một phần vào nhau (khi t = const)

Trên hình 7.4: đường abcde là đường cong biên giới. Miền bên trái đường cong là khu vực của những hỗn hợp dị thể 3 cấu tử: miền bên phải đường cong là khu vực phân lớp; cạnh BC của tam giác biểu thị những thành phần của dòng đi từ trên xuống (dung chất cần trích ly trong dung môi); đường cong biên giới biểu thị thành phần của dòng ở dưới (hỗn hợp dị thể của chất rắn không hòa tan, của cấu tử rắn không hòa tan, của cấu tử cần trích ly và của dung môi bị giữ lại trong các lỗ của chất rắn. Các đường cân bằng bb', cc', dd' khi kéo dài thêm sẽ đi qua đỉnh A của hình tam giác.



Hình 7.4. Hệ thống rắn – lỏng (khi t = const)

4. Hệ số phân bố cấu tử B được trích ly giữa các pha trích và pha rafinat được biểu diễn theo tỉ số:

$$k = \frac{\bar{y}_B}{\bar{x}_B}; \quad k \gtrless 1 \tag{7.2}$$

Ở đây:

$\bar{y}_B$ – nồng độ của cấu tử B cần trích ly trong pha trích % trọng lượng.

$\bar{x}_B$ – nồng độ cân bằng của cấu tử B được trích ly trong pha rafinat % trọng lượng.

Thường hệ số phân bố phụ thuộc vào nồng độ, do đó tính toán bằng giải tích chỉ cho ta kết quả gần đúng.

---

(1) Diễn tả phép nội suy bằng đồ thị các dây cân bằng trên biểu đồ tam giác thì xem ở ví dụ 7.1

5. Đồ thị JACNECKE, đồ thị phân bố hình chữ nhật.

Nếu có thể bỏ qua sự hòa tan lẫn nhau giữa dung môi sơ cấp và thứ cấp (C) để tính toán bằng đồ thị, người ta dùng đồ thị chữ nhật thuận lợi nhất có tọa độ tính theo % tỷ lệ trọng lượng). Trong đó:

$$\overline{x'}_B = \frac{\overline{x}_B}{100 - \overline{x}_B}, \quad \frac{\text{kg cấu tử được trích ly}}{\text{kg dung môi thứ nhất}} \text{ trong pha rafinat}$$

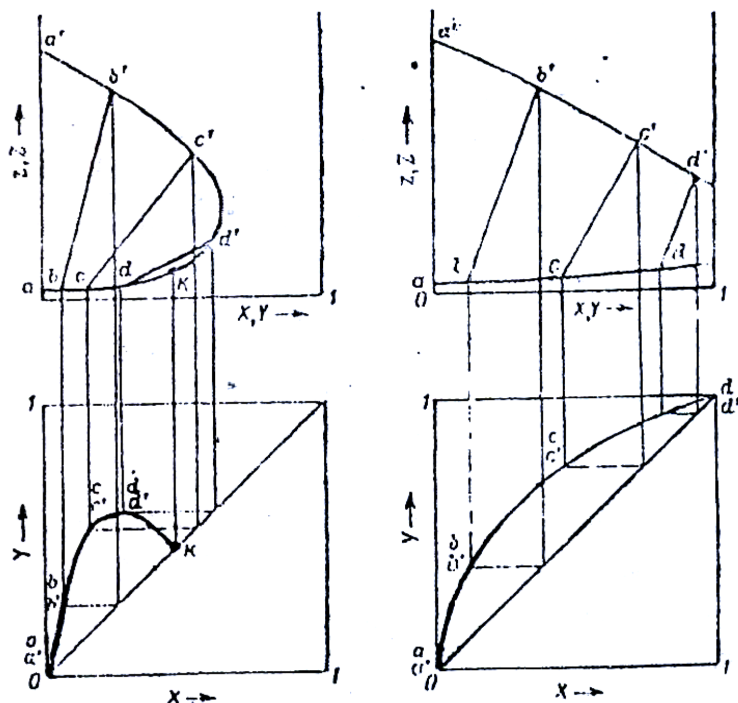
$$\overline{y^*}_B = \frac{\overline{y}_B}{100 - \overline{y}_B} \quad \frac{\text{kg cấu tử được trích ly}}{\text{kg dung môi thứ hai}} \text{ trong pha trích} \tag{7.3}$$

6. Người ta còn dùng đồ thị chữ nhật trong trường hợp khi đồ thị tam giác không cho kết quả chính xác vì có nhiều đường chi chít quá.

Trên trục tung, lấy tỉ số của một cấu tử trong hệ thống ba cấu tử với tổng số nồng độ của hai cấu tử kia, còn trên trục hoành lấy tỉ số nồng độ của cấu tử khác với tổng số này. Ví dụ thường dùng những tọa độ sau:

a) Tọa độ X, Y, Z và Z và X – Y[1] đối với hệ thống lỏng – lỏng (hình 7.5, ký hiệu giống như trên hình 7.3):

$$X = \frac{\overline{x}_B}{\overline{x}_A + \overline{x}_B} = \frac{\overline{x}_B}{100 - \overline{x}_C}; \quad \frac{\text{kgB}}{\text{kg(A + B)}} \text{ trong pha rafinat}$$



Hình 7.5.

(1) Đồ thị phụ để tìm đường cân bằng

Hệ thống lỏng - lỏng có một (a) và có hai (b) lỗ hổng hỗn hợp cấu tử cặp cấu tử hòa tan một phần vào nhau (khi t = const).

$$Y = \frac{\bar{y}_B}{\bar{y}_A + \bar{y}_B} = \frac{\bar{y}_B}{100 - \bar{y}_C}; \ kg \frac{B}{kg(A+B)} \text{ trong pha trích}$$

$$Z = \frac{\bar{x}_C}{\bar{x}_A + \bar{x}_B} = \frac{\bar{x}_C}{100 - \bar{x}_C}; \frac{kgC}{kg(A+B)} \text{ trong pha rafinat} \quad (7.4)$$

$$W = \frac{\bar{y}_C}{\bar{y}_A + \bar{y}_B} = \frac{\bar{y}_C}{100 - \bar{y}_C}; \frac{kgC}{kg(A+B)} \text{ trong pha trích}$$

Những công thức để tính ngược lại:

$$\bar{x}_A = \frac{1 - X}{1 + W}; \quad \bar{y}_A = \frac{1 - Y}{1 + W} \quad (7.5)$$

$$\bar{x}_B = \frac{X}{1 + W}; \quad \bar{y}_B = \frac{Y}{1 + Z}$$

$$\bar{x}_C = \frac{Z}{1 + W}; \quad \bar{y}C_c = \frac{Z}{1 + Z}$$

b) Tọa độ X'Y - z, Z' đối với hệ thống chất rắn - lỏng (hình 7.6 ký hiệu như trên 7.4):

$$X' = \frac{\bar{x}_B}{\bar{x}_B + \bar{x}_C} = m \frac{\bar{x}_B}{100 - \bar{x}_A}, \frac{kgB}{kg(B + C)} \text{ trong dòng chảy xuống dưới}$$

$$Y' = \frac{\bar{y}_B}{\bar{y}_B + \bar{y}_C} = \frac{\bar{y}_B}{100 - \bar{y}_A}, \frac{kgB}{kg(B + C)} \text{ trong dòng chảy lên trên}$$

$$z' = \frac{\bar{x}_A}{\bar{x}_B + \bar{x}_C} = \frac{\bar{x}_A}{kg(B + C)} \text{ trong dòng chảy xuống dưới}$$

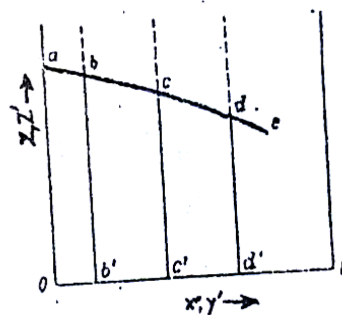
$$Z' = \frac{\bar{y}_A}{\bar{y}_B + \bar{y}_C} = \frac{\bar{y}_A}{100 - \bar{y}_A}, \frac{kgA}{kg(B + C)} \text{ trong dòng chảy lên trên}$$

$$X' = Y'; Z' = 0; 0 \le (X', Y') \le 1; 0 \le z' \le \infty$$

Trong những công thức này:

$\bar{x}_A, \bar{x}_B, \bar{x}_C$ – nồng độ của cấu tử A, B, C trong pha rafinat (ở dòng chảy xuống dưới); % trọng lượng.

$\bar{y}_A, \bar{y}_B, \bar{y}_C$ – nồng độ cân bằng của cấu tử A, B, C trong pha trích (ở dòng chảy lên trên) % trọng lượng.



Hình 7.6. Hệ thống chất rắn - lỏng

7. Trích ly chất lỏng giao dòng. Phương trình cân bằng vật liệu tổng quát cho ngăn thứ n trích ly[1] (hình 7.7a)

$$G_{R,n-1} + G_{S,o} = G_{R,n} + G_{E,n} \tag{7.6}$$

Phương trình cân bằng vật liệu cho ngăn thứ n theo cấu tử được trích ly:

$$G_{R,n-1} \cdot \bar{x}_{n-1} + G_{S,n} \cdot \bar{y}_s = G_{R,n}\bar{x}_n + G_{E,n}\bar{y}_n \tag{7.7}$$

Trong trường hợp có sự hòa tan của dung môi thứ nhất với chất trích ly thì ta có thể bỏ qua, để tính toán, ta dùng đồ thị chữ nhật tọa độ x' – y'

Lượng dung môi thứ nhất A trong hỗn hợp ban đầu:

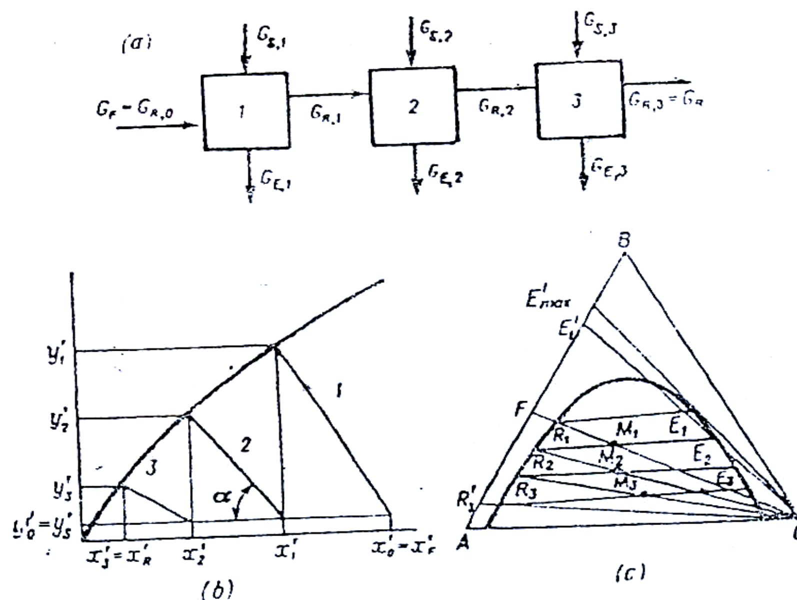
$$G_A = G_F(100 - x_f) \text{ kg hay là kg/giờ} \tag{7.8}$$

Lượng dung môi thứ hai C_n ở trong chất dùng để trích ly:

$$G_{cn} = G_s(100 - y_s) \text{ kg hay là kg/giờ} \tag{7.9}$$

Phương trình đường làm việc của ngăn thứ n:

$$y'_n = \frac{G_A}{G_{cn}}(x'_n - x'_{n-1}) + y'_s \tag{7.10}$$



Hình 7.7. Trích ly chất lỏng trong dòng chéo nhau.

(1) Giá trị những chỉ số F: hỗn hợp ban đầu; S – dung môi trích hay là chất dùng để trích ly; R: pha rafinat; E: pha trích

Góc nghiêng của đường làm việc α được đặc trưng bởi hệ thức.

$$tg\alpha = \frac{G_A}{G_{cn}} \tag{7.11}$$

Số ngăn thay đổi nồng độ (số ngăn trích ly) được xác định bằng số đường làm việc trên đồ thị (hình 7.7.b).

Trong trường hợp có một phần nhập liệu hòa tan vào dung môi trích ly, để tính toán ta dùng đồ thị hình tam giác (hình 7.7c).

Những vị trí của các điểm M_n đặc trưng cho thành phần chung của hỗn hợp ở ngăn thứ n, được xác định theo qui tắc, đòn bẩy, từ quan hệ các dòng $\frac{G_{R,n-1}}{G_{S,n-1}}$

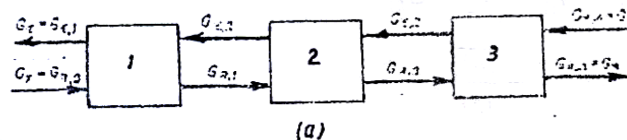
Thành phần pha rafinat $\overline{x}_a$ và pha trích $\overline{y}a$ đi ra ở ngăn thứ n, được xác định bằng các điểm đầu mút dây cung cân bằng (R_n và E_n) đi qua các điểm M_n. Lượng pha rafinat và pha trích cũng được xác định theo qui tắc đòn bẩy.

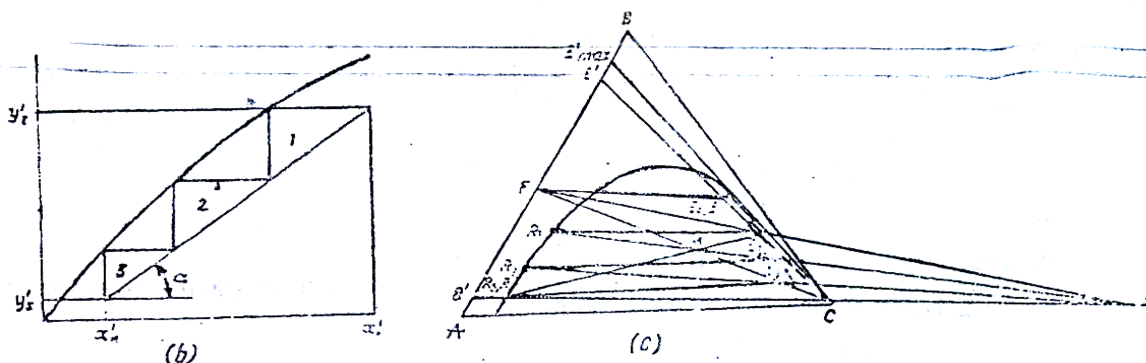
Số ngăn trích ly lý thuyết cần thiết được xác định bằng số dây cung cân bằng R_n và E_n, trên đồ thị để đạt đến thành phần $\overline{x}_B$ đã cho. Thành phần và lượng chất trích hay rafinat sau khi chưng dung môi, được xác định bởi những giao điểm của các đoạn thẳng qua đỉnh tam giác C và điểm biểu diễn của pha trích ly hay pha rafinat với cạnh AB.

Trình tự tính toán và cách vẽ đồ thị, xem ở thí dụ 7.2 và 7.3.

3. Trích ly chất lỏng ngược chiều.

Phương trình tổng quát để cân bằng vật liệu cho thiết bị trích ly có n ngăn (hình 7.8.a):





Hình 7.8. Trích ly chất lỏng ngược chiều.

$$G_F + G_B = G_R + G_E \quad (7.12)$$

Phương trình cân bằng vật liệu theo cấu tử cần trích ly:

$$G_F x_F + G_S y_S = G_R x_R + G_E y_E \quad (7.13)$$

Trong trường hợp dung môi trích ly và dung môi ban đầu hòa tan vào nhau có thể bỏ qua; lượng dung môi nguyên chất ban đầu G_A và lượng dung môi thứ hai G_C trong tất cả các ngăn của thiết bị đều như nhau. Khi đó phương trình cân bằng vật liệu theo cấu tử cần trích ly:

$$G_A(x'_F - x'_B) = G_C(y'_E - y'_S) \quad (7.14)$$

Phương trình đường làm việc:

$$y'_{n+1} = \frac{G_A}{G_C}(x'_n - x'_F) + y'_E \quad (7.15)$$

Góc nghiêng của đường làm việc α (hình 7.8) được xác định từ tỉ lệ thức:

$$tg\alpha = \frac{G_A}{G_C} = \frac{y'_E - y'_S}{x'_F - x'_R} \quad (7.16)$$

Số ngăn trích ly lý thuyết cần thiết được xác định bằng đồ thị (như cách xác định N_C ở hấp thụ).

Trong trường hợp tính toán quá trình bằng đồ thị tam giác (Hình 7.8c), số lượng các dòng được biểu diễn ở vị trí điểm M, đặc trưng cho thành phần giả định chung của hỗn hợp trong thiết bị trích ly, và được xác định theo quy tắc đòn bẩy, bằng các hệ thức:

$$G_F + G_S = G_R + G_E - G_M$$

$$\frac{G_F}{G_S} = \frac{\overline{MC}}{FM}; \frac{G_E}{G_B} = \frac{\overline{MB}}{ME} \quad (7.17)$$

Số ngăn trích ly lý thuyết cần thiết được xác định bằng số dây cung cân bằng E_nR_n, trên đồ thị cho đến lúc đạt tới thành phần pha rafinat x_B đã cho.

Điểm P, gọi là cực trích ly, nó là giao điểm của những đường thẳng đi qua các điểm F và E, K và C, R_n và E_{n+1} và E và dùng để tìm những điểm quân cờ của các chất trích ly nằm trên nhánh trích ly của đường cong biên giới[1]. Trình tự tính và cách vẽ đồ thị xem ở ví dụ 7.4.

9. Trích lý chất lỏng ngược chiều có hồi lưu[2]

Phương trình tổng quát về cân bằng vật liệu trong thiết bị trích ly (hình 7.9a):

$$G_F = G'_E + G'_R \quad (7.18)$$

(ở đây và sau này, gọi những dòng $G_{S,o}$; G_{S-1} và $G_{S,n+1}$ là dung môi nguyên chất, còn

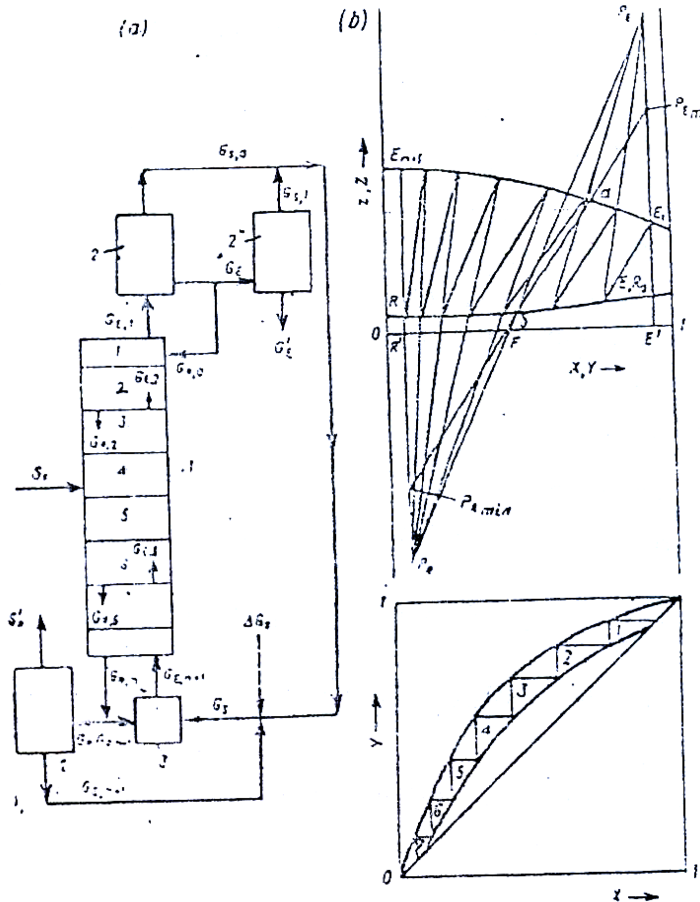
(1) Cực trích ly có thể nằm ở bên phải hay bên trái của tam giác

(2) Tùy theo các điều kiện, có thể dùng hồi lưu một hay hai sản phẩm.

những dòng G'_E và G'_R không chứa dung môi)

Cân bằng vật liệu theo cấu tử dung chất được trích ly:

$$G_F X_F = G'_E Y_E + G'_R X_E \quad (7.19)$$



Hình 7.9. Trích ly chất lỏng ngược chiều có hồi lưu.
1 – tháp trích ly.
2, 2* – thiết bị để tách dung môi.
3 – thùng pha trộn.

Những hệ số hồi lưu cực tiểu của pha trích là R_{Emin} và pha rafinat là R_{Rmin} được xác định (hình 7.9) bằng những giao điểm P_{Emin} và P_{Rmin} (cực phần trích ly, hay là phần bền vững và cực phần rafinat hay là phần cận của tháp) của dây cung cân bằng ab, khi kéo dài đi qua điểm E, cùng với những tung độ đi qua các điểm quân cờ E' và R'.

$$R_{Emin} = \frac{G_{R,o}}{G_E} = \frac{\overline{P_{Emin}E_1Z}}{E_1E}$$

$$R_{Rmin} = \frac{G_{R,n+1}}{G_R} = \frac{\overline{P_{RminR}}}{RE_{n+1}} \quad (7.20)$$

Số cách ra bậc trích ly cần thiết lớn nhất tương ứng với lượng hồi lưu nhỏ nhất. Hệ số hồi lưu làm việc:

$$R_E = \beta R_{Emin} = \frac{\overline{P_E E_1}}{E_1 E}$$

$$R_R = \beta R_{Rmin} = \frac{\overline{P_B E_1}}{RE_{n+1}} \quad (7.21)$$

Trong đó: β – hệ số dư của hồi lưu, luôn luôn lớn hơn một. Suất lượng các dòng và lượng dung môi tiêu hao được tính như sau:

$$G_{S-1} = G'_R z_E$$

$$G_R = G'_E + G_{S-1}(1+z_E) \quad (7.22)$$

$$G_{R.O} = R_E G_E$$

$$G_{R'O} + G_E = G_E(1 + R_E) = G'_E(1 + z_E)(1 + R_E)$$

$$\frac{G_{S,O} + G_E}{1 + z_E}(Z_{E,1} - Z_1) = G'_E(1 + R_E)(Z_{E-1} - Z_1) \quad (7.23)$$

$$G_{E-1} = G_{S,O} + (G_{R,O} + G_E) \text{ v.v...} \quad (7.24)$$

$$G_{S'n+1} = G_{RzB}$$

$$G_R = G'_R + G_{S,n+1} = G'_R(1 + z_R)$$

$$G_{C,n-1} = R_R\, G'_{RzR} \text{ v.v...} \quad (7.25)$$

ở đây: $G_{C,n-1}$ – lượng dung môi trong pha rafinat (7.25);

$G_{R,n+1}$ là dòng đi vào thiết bị pha trộn.

Tổng lượng dung môi tuần hoàn:

$$G_{SO} = G'_E\left[(1 + R_E)(Z_{E,1} - z_E\right] + G'_R(1 + R_R)z_R \quad (7.26)$$

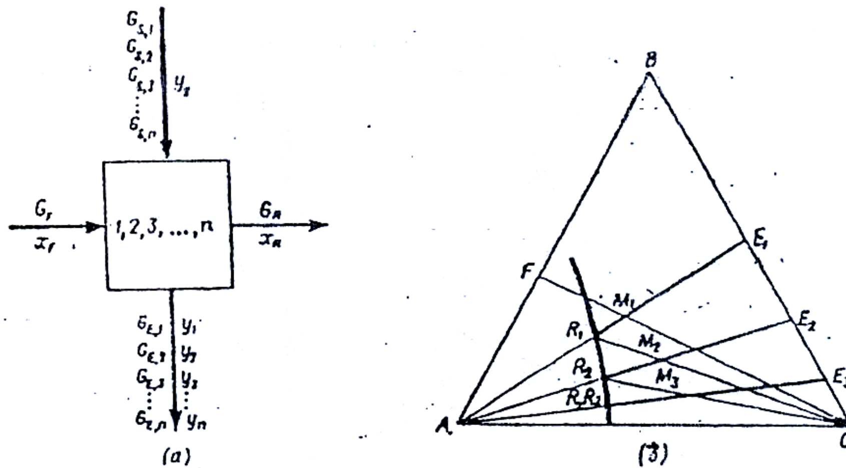
Số ngăn trích ly cần thiết theo lý thuyết, được xác định bằng biểu đồ X, Y – z, Z và X – Y (hình 7.9b). Phương pháp vẽ được trình bày trong ví dụ 7.10 và 7.11.

10. Trích ly chất rắn giao dòng[1]

Phương trình cân bằng vật liệu ngăn thứ n cũng giống như trích ly chất lỏng giao dòng [xem hình 7.10, a và phương trình (7.6) và (7.7)]. Trong trường hợp, nếu như dùng dung môi nguyên chất, thì mức độ dung chất chưa được trích ly có thể tính theo công thức:

$$\varphi = \frac{1}{(1 + a_1)(1 + a_2)(1 + a_3)\ldots(1 + a_1)\ldots(1 + a_a)} \quad (7.27)$$

(1) Sơ đồ của quá trình giống như trích ly chất lỏng theo dòng chéo vuông góc



Hình 7.10. Trích ly chất rắn có biến đổi tuần hoàn dung môi.

trong đó:

$\varphi = \dfrac{G_{R,n}X_B}{G_F X_F}$ mức độ chưa trích ly (tỷ số của lượng chất cần trích ly còn lại trong bã với lượng chất cần trích ly trong nguyên liệu ban đầu);

$a_1 = \dfrac{G_{R,1}}{G'_{R,1}}$ – tỷ số các dòng: tỷ số của trọng lượng dung dịch chứa chất rắn (có thể dùng tỷ số thể tích của các dung dịch).

$G'_{R,1} = G_{R,3}(1 - X_A)$ – trọng lượng của các cấu tử B và C.

Nếu như tỷ số các dòng không đổi, nghĩa là: $a_1 = a_2 = a_3 = a_n$ = const thì công thức trên rút gọn lại là:

$$\varphi = \frac{1}{(1 + a)^{N_c}} \qquad (7.28)$$

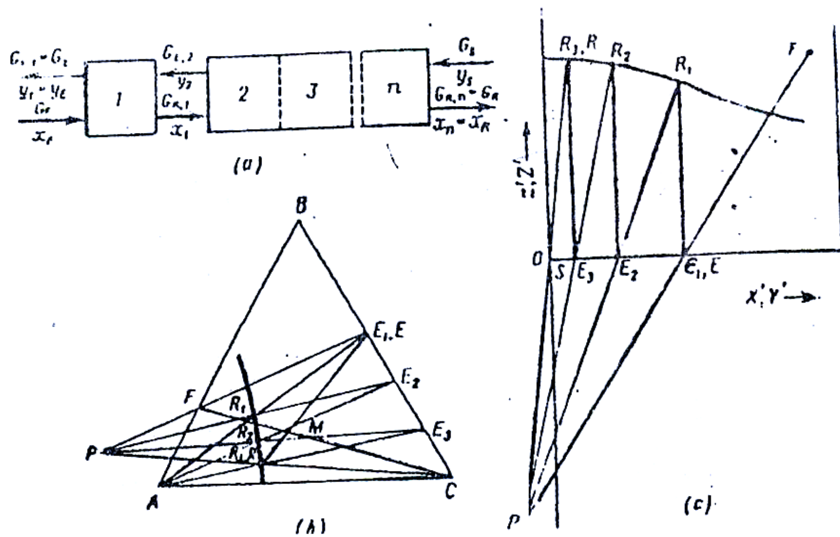
trong đó: N_c – số bậc trích ly.

Phép tính bằng biểu đồ tam giác như phép tính đối với trích ly chất lỏng theo dòng chéo vuông góc (hình 7.10.b).

11. Trích ly ngược chiều từ chất rắn.

Phương trình cân bằng vật liệu giống như trích ly chất lượng ngược chiều [xem hình 7.11, a và phương trình (7.11) và (7.13)].

Trong trường hợp, nếu như tỷ số các dòng đối xứng với tất cả các ngăn, trừ ngăn thứ nhứt, không đổi, nghĩa là $a_2 = a_3 = ... = a$ = const, thì mức độ chưa trích ly của cấu tử cần



Hình 7.11. Trích ly ngược chiều chất rắn.

trích ly có thể xác định theo công thức sau:

$$\varphi = \frac{1}{\dfrac{1 + a_f(1 + a + a^2 + + \dots a^{n-1})G_S Y_S}{G_{R,n}X_n}\left[1 + a_1(1 + a + a^2 + \dots + a^{n-2})\right]} \quad (7.29)$$

Khi dùng dung môi nguyên chất ($y_S = 0$) phương trình này có thể rút gọn lại:

$$\varphi = \frac{1}{1 + a_1(1 + a + a^2 + \dots + a^{n-1})} \quad (7.30)$$

Mặt khác, nếu vật liệu rắn đi vào chứa một lượng dung dịch cũng như lượng dung dịch ở khoảng giữa các ngăn, nghĩa là $a_1 = a$ thì ta có:

$$\varphi = \frac{1}{1 + a + a^2 + \dots + a^B} \quad (7.31)$$

Khi tỷ số các dòng không đổi $a_2 = a_3 -- \dots a = \text{const}$, thì số ngăn trích ly cần thiết theo lý thuyết(1) có thể xác định theo công thức:

---

(1) Số này có thể xác định bằng đồ thị, cũng giống như đối với hệ thống kép trên đồ thị chữ nhật trong tọa độ y – x' mà ở đây $x' = \dfrac{x_B}{1 - x_a}$ tức là trong khi tính toán, ta không kể đến trọng lượng của chất rắn không hòa tan; phương trình cân bằng trong trường hợp này là $y^* = x'$; phương trình các đường làm việc tìm được một cách dễ dàng từ các phương trình cân bằng vật liệu.

$$N_c - 1 = \frac{\lg \dfrac{x_B - y_S}{x_1 - y_2}}{\lg \dfrac{y_2 - y_S}{x_1 - x_B}} = \frac{\lg \dfrac{x_1 - y_2}{x_B - y_S}}{\lg \dfrac{x_1 - x_B}{y_2 - y_S}} \qquad (7.32)$$

Trong trường hợp tổng quát, cách tính toán có thể thực hiện bằng biểu đồ tam giác (hình 7.11b) hoặc bằng đồ thị hình chữ nhật trong tọa độ X', Y' – z, Z' (hình 7.11c). Phương pháp tính tương tự như cách tính toán của trích ly chất lỏng ngược chiều.

NHỮNG THÍ DỤ

Thí dụ 7.1: Vẽ biểu đồ tam giác của cân bằng pha cho hệ nước – axêtôn – clobenzen. Những số liệu cần thiết cho trong bảng 7.1. Dựa theo biểu đồ xác định:

1. Hàm lượng của nước và Clobenzen trong lớp nước có nồng độ axêtôn là 45% trọng lượng.

2. Thành phần lớp Clobenzen cân bằng với lớp nước trên.

3. Cần thêm vào một lượng axêtôn là bao nhiêu để cho hỗn hợp 110 gam Clobenzen và 90gam nước phân lớp.

Giải:

Vẽ tam giác đều (hình 7.12). Lấy trên cạnh AC các điểm 1 và 1' ứng với hàng thứ nhất trong bảng 7.1. Bên trong tam giác lấy các điểm 2 và 2', ứng với hàng thứ hai trong bảng và nối chúng lại với nhau ta được đoạn thẳng 22'.

Khi đã tìm được các điểm trong tam giác thì bắt đầu lấy trên cạnh AB hàm lượng axêtôn trong dung dịch và sau đó, song song với cạnh AC – hàm lượng Clobenzen. Sau khi tìm được tất cả các điểm rồi ta nối chúng lại thành một đường cong.

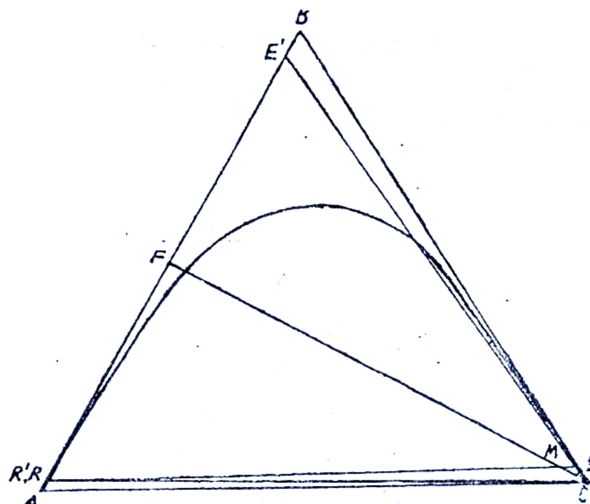
1. Qua điểm a trên cạnh AB ta kẻ một đường thẳng song song với cạnh AC.

Đoạn ab là quĩ tích của các điểm đặc trưng cho hỗn hợp chứa 45% trọng lượng axêtôn. Giao điểm của đoạn ab với nhánh bên trái của đường cong dị thể là điểm c đặc trưng cho thành phần lớp nước gồm 52,8% trọng lượng nước và 2,2% trọng lượng Clobenzen.

Bảng 7.1

Thành phần cân bằng pha, % trọng lượng					
Lớp nước			Lớp Clobenzen		
Nước	Axêtôn	Clobenzen	Nước	Axêtôn	Clobenzen
99,89	0	0,11	0,18	0	99,82
89,79	10	0,21	0,49	10,79	88,72
79,69	20	0,31	0,79	22,23	76,98
69,42	30	0,58	1,72	37,48	60,80
58,64	40	1,36	3,05	49,44	47,51
46,28	50	3,72	7,24	59,19	33,57
27,41	60	12,59	22,85	61,07	15,08
25,66	60,58	13,76	25,66	60,58	13,76

Thí dụ 7.2: Axêtôn được trích từ dung dịch có chứa 50% khối lượng aceton bằng dung dịch Clobenzen. Pha rafinat còn lại chứa không quá 2% khối lượng axêtôn. Dùng đò thị đã vẽ trong thí dụ trên. Xác định lượng dung môi cần thiết để xử lý 100kg hỗn hợp ban đầu, nếu quá trình trích ly xảy ra trong 1 bậc. Xác định lượng pha rafinat đi ra, hiệu suất và thành phần của pha trích sau khi đã tách dung môi.



Hình 7.13 (Cho thí dụ 7.2)

Giải:

Qua điểm R (hình 7.13) đặc trưng cho thành phần của pha rafinat còn lại, ta kẻ một dây cung cân bằng RE. Nối điểm F đặc trưng cho thành phần của hỗn hợp ban đầu, với đỉnh tam giác C.

Giao điểm M của đường FC và RE xác định thành phần của hỗn hợp dung dịch đầu với dung môi, cần để thu hồi lượng pha rafinat theo thành phần đã cho. Lượng dung môi cần thiết tìm theo tỉ lệ:

$$\frac{G_S}{G_F} = \frac{FM}{MC}; G_S = \frac{100 . 81,5}{5} = 1630 \text{ kg}$$

Trọng lượng hỗn hợp thu được:

$$G_M = 1630 + 100 = 1730\text{kg}$$

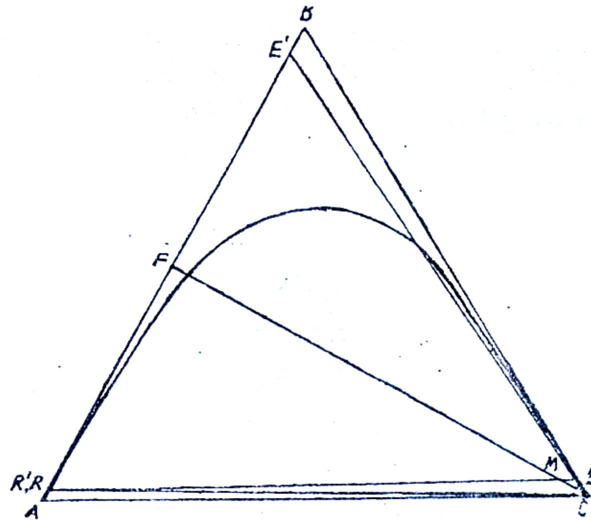
Lượng trích ly tìm theo hệ thức:

$$\frac{G_E}{G_M} = \frac{RM}{RE}; G_E = \frac{1370 \times 94,4}{97} = 1682\text{kg}$$

Trọng lượng pha rafinat

$$G_B = G_M - G_R = 1730 - 1682 = 48\text{kg}$$

Thí dụ 7.2: Axêtôn được trích từ dung dịch có chứa 50% khối lượng aceton bằng dung dịch Clobenzen. Pha rafinat còn lại chứa không quá 2% khối lượng axêtôn. Dùng đồ thị đã vẽ trong thí dụ trên. Xác định lượng dung môi cần thiết để xử lý 100kg hỗn hợp ban đầu, nếu quá trình trích ly xảy ra trong 1 bậc. Xác định lượng pha rafinat đi ra, hiệu suất và thành phần của pha trích sau khi đã tách dung môi.



Hình 7.13 (Cho thí dụ 7.2)

Giải:

Qua điểm R (hình 7.13) đặc trưng cho thành phần của pha rafinat còn lại, ta kẻ một dây cung cân bằng RE. Nối điểm F đặc trưng cho thành phần của hỗn hợp ban đầu, với đỉnh tam giác C.

Giao điểm M của đường FC và RE xác định thành phần của hỗn hợp dung dịch đầu với dung môi, cần để thu hồi lượng pha rafinat theo thành phần đã cho. Lượng dung môi cần thiết tìm theo tỉ lệ:

$$\frac{G_S}{G_F} = \frac{FM}{MC}; G_S = \frac{100 \,.\, 81{,}5}{5} = 1630 \text{ kg}$$

Trọng lượng hỗn hợp thu được:

$$G_M = 1630 + 100 = 1730\text{kg}$$

Lượng trích ly tìm theo hệ thức:

$$\frac{G_E}{G_M} = \frac{RM}{RE}; G_E = \frac{1370 \times 94{,}4}{97} = 1682\text{kg}$$

Trọng lượng pha rafinat

$$G_B = G_M - G_R = 1730 - 1682 = 48\text{kg}$$

Lượng pha trích sau khi đã tách dung môi:

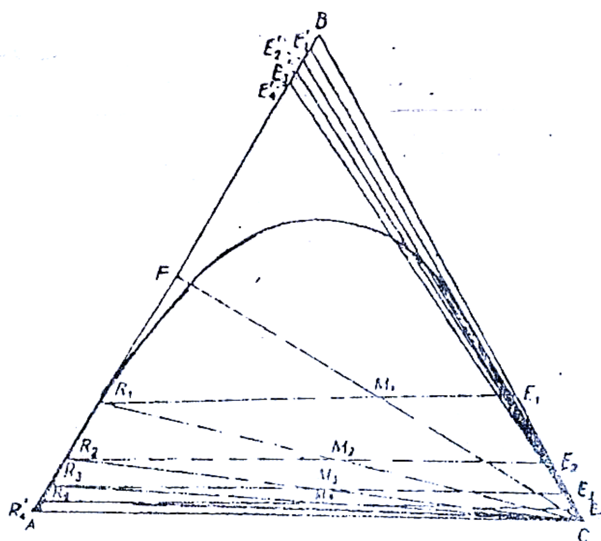
$$G'_E \approx G_E - G_S = 1682 - 1630 = 52kg$$

bởi vì ta có thể bỏ qua độ hòa tan của dung dịch Clobenzen trong pha rafinat theo như trường hợp đã cho.

Thành phần chất trích sau khi tách khỏi dung môi được xác định bởi giao điểm E' của cạnh AB với tia vẽ từ đỉnh C, qua điểm E: hàm lượng axêtôn 95% trong lượng, hàm lượng nước 4,5% trọng lượng.

Thí dụ 7.3: Theo những điều kiện đã cho ở ví dụ trên, xác định lượng dung môi cần thiết, thành phần và sản phẩm đi ra và số ngăn trích ly, nếu như trong mỗi ngăn trích ly dùng một lượng dung môi bằng hỗn hợp được trích ly.

Giải:



Hình 7.14. (Cho thí dụ 7.3)

Khi trộn lẫn những lượng dung dịch đầu và Clobenzen bằng nhau thì vị trí điểm M, (hình 7.14) đặc trưng cho thành phần chung của hỗn hợp, được xác định theo tỉ lệ.

$$\frac{\overline{FM_1}}{M_1C} = \frac{100}{100} = 1 \; ; \overline{FM_1} = \overline{M_1C}$$

Qua điểm M_1 ta kẻ một dây cung cân bằng R_1E_1. Điểm R_1 và E_1 đặc trưng cho thành phần và lượng chất tinh khiết và chất trích ly ở bậc thứ nhất. Lượng pha rafinat ở bậc thứ nhất được tách ra và lại được trộn lẫn với một lượng dung môi bằng trọng lượng của nó. Vị trí điểm M_2, xác định thành phần của hỗn hợp ở bậc thứ hai, tìm được theo hệ thức:

$$\frac{G_{R-1}}{G_S} = \frac{M_2C}{R_1M_2} = -1 \; ; R_1M_2 = M_2C.$$

Qua điểm M_2 ta kẻ một dây cung cân bằng v.v... và cứ tiếp tục vẽ mãi cho đến khi đạt đến thành phần pha rafinat theo yêu cầu.

Trong bài này, ta cần có 4 bậc trích ly. Xác định lượng chất tinh khiết và dung môi theo số bậc.

$$G_{S,i} = G_{R,i-1} ; G_{R,2} = \frac{2 . 63,5 . 37,5}{86,5} = 55,1kg$$

$$G_{R,i} = \frac{2G_{R,i-1}M_iE_1}{R_iE_i}, G_{S,1} = G_{R,0} = G_F = 100kg ; G_{S,3} = 55,1kg$$

$$G_{R,3} = \frac{2 . 55,1 . 44}{93} = 52,1kg$$

$$G_{R,1} = \frac{2 . 100 . 23,5}{74} = 63,5kg ; G_{S,4} = 52,1kg$$

$$G_{S,1} = 63,5kg$$

$$G_{R,4} = \frac{2 . 52,1 . 45}{96} = 49,0kg$$

Tổng lượng dung môi sử dụng:

$$G_S = \Sigma G_{S,i} = 100 + 63,5 + 55,1 + 52,1 = 270,8kg$$

Tổng lượng pha trích:

$$G_E = G_F + G_S - G_{R,4} = 100 + 270,8 - 49,0 = 321,8kg$$

Sau khi tách bỏ dung môi, còn lại:

$$G'_E \approx G_E - G_S = 321,8 - 270,8 = 51kg$$

Thành phần trung bình của chất trích ly = 96% trong lượng axêtôn.

Thí dụ 7.4. Theo những điều kiện của thí dụ 7.2, hãy xác định thành phần và lượng sản phẩm lấy ra, cũng như số bậc trích ly, nếu quá trình trích ly tiến hành ngược chiều với tỷ lệ các dòng 1 : 1.

Giải.

Qua điểm R (hình 7.15), đặc trưng cho thành phần chất tinh khiết và điểm M xác định thành phần giả định chung của hỗn hợp dung dịch ban đầu với tất cả dung môi (vì $G_F : G_S$; FM = MC) ta kéo dài đường thẳng cho đến khi gặp nhánh bên phải của đường cong dị thể ở điểm E, tương ứng với thành phần chất trích ly. Khi kéo dài các đoạn FE và RC chúng cắt nhau ở điểm P (cực). Cực là giao điểm chung của tất cả các tia đi qua những điểm đặc trưng cho thành phần chất tinh khiết trên bậc bất kỳ và thành phần chất trích ly trên bậc tiếp theo. Những đường 1 - 1', 2 - 2', ..., 4 - 4' là những dây cung cân bằng mà số dây cung đó xác định số bậc trích ly lý thuyết. Vậy số bậc trích ly được xác định theo đồ thị bằng cách kéo dài những đường.

FC, RME (λ') FEP, RCP, 1' - 1, 1 - P*, 2' - 2, 2 - P, 3' - 3 - P, 4' - 4 (R)'

Trong trường hợp này N_c = 4.

Lượng pha trích ly tìm được theo tỷ lệ thức:

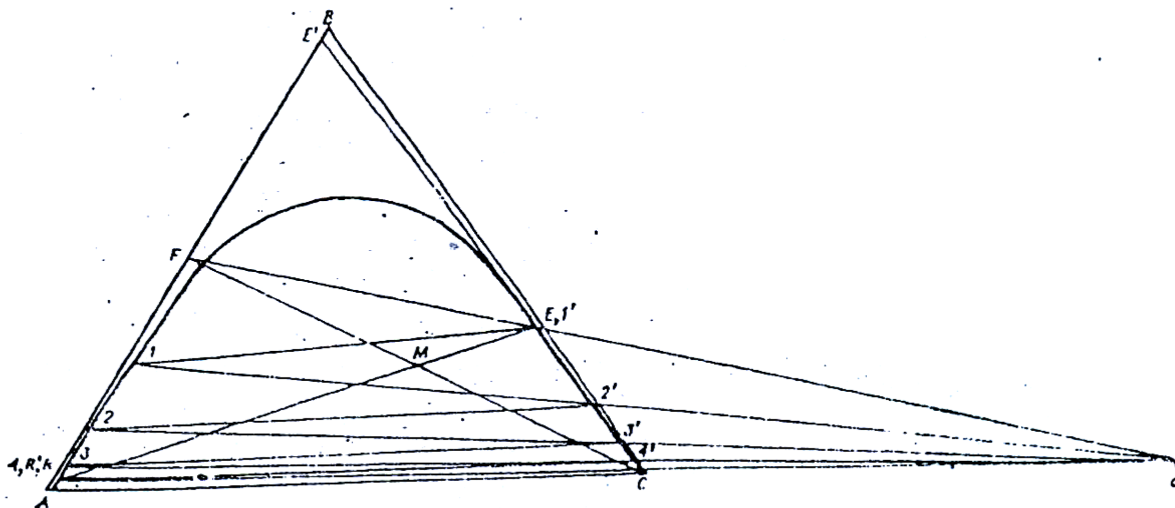
$$\frac{G_E}{G_M} = \frac{G_E}{G_F + G_S} = \frac{RM}{RE} = 150{,}5kg$$

$$G_E = \frac{(100 + 100)64}{85} = 150{,}5kg$$

Sau khi tách dung môi ra khỏi chất trích ly; trọng lượng của nó là:

$$G'_E = 150{,}5 - 100 = 50{,}5kg$$

Thành phần của pha trích ly cuối cùng đặc trưng bằng điểm E': axêtôn 97,5% trọng lượng, nước 2,5% trọng lượng.



Hình 7.15 (Cho thí dụ 7.4)

Bảng 7.3

Đặc tính của quá trình		Tinh luyện hỗn hợp Axêtôn – Nước	Trích ly axêtôn và sau đó tinh luyện hỗn hợp xêtôn – Clobenzen
Hàm lượng axêtôn trong	% trọng lượng	50	32,5
hỗn hợp ban đầu	% mole	23,7	47,8
Hàm lượng axêtôn trong	% trọng lượng	97,5	90
sản phẩm chính	% mole	92,4	94,5
Hàm lượng axêtôn trong	% trọng lượng	2	1
sản phẩm đáy	% mole	0,63	1,9
Số hồi lưu	R_{min}	0,38	0,16
	R	0,76	0,32
Số mâm lý thuyết		10	7
Tỷ số nhiệt tiêu hao khi tinh luyện			
$\frac{q_1}{q_2} = \frac{L(R_1 + 1)}{Lr(R_2 + 2)}$		$\frac{0,76 + 1}{0,32 + 1} = 1,33$	

So sánh các kết quả, ta rút ra kết luận: trong trường hợp đã cho dùng trích ly là hợp lý, nhưng về mặt kinh tế, nếu tính cả giá cả thiết bị và hao phí về trích ly thì không đáng kể. Muốn giải quyết vấn đề một cách dứt khoát cần phải phân tích tỉ mỉ hơn nữa.

Thí dụ 7.6: Hỗn hợp hai cấu tử 1,4 – dioxan và nước không thể phân ly bằng tinh luyện ở áp suất khí quyển vì tạo thành hỗn hợp đẳng phí. Muốn tách dioxan, phải trích ly nó từ dung dịch nước bằng benzen và sau đó chưng luyện hỗn hợp dioxan – benzen.

Xác định hàm lượng cuối cùng của dioxan trong nước, nếu đem xử lý 150kg. Trong dung môi nguyên chất chứa 2% trọng lượng dioxan. Trong mỗi một bậc trích ly đều đạt đến cân bằng. Bỏ qua sự hòa tan của nước và benzen.

Những số liệu về độ hòa tan của dioxan trong nước và benzen ở 25°.

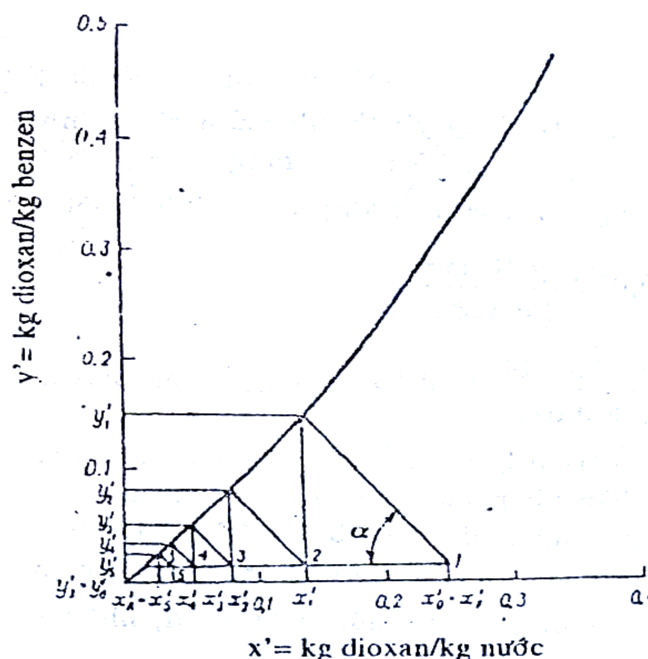
Hàm lượng dioxan trong nước, % trọng lượng	5,1	18,9	25,2
Hàm lượng dioxan trong benzen, % trọng lượng	5,2	22,5	32,0

Giải:

Đổi % trọng lượng ra nồng độ tỷ số trọng lượng

$$x' = \frac{x}{100 - x}, \frac{\text{kg dioxan}}{\text{kg Nước}}$$

$$y' = \frac{y}{100 - y}, \frac{\text{kg dioxan}}{\text{kg benzen}}$$



Hình 7.16 (Cho thí dụ 7.6)

Từ đó chúng ta nhận được:

Những số liệu về độ hòa tan của nước và benzen trong nước.

x',	$\frac{\text{kg dioxan}}{\text{kg nước}}$	0,0537	0,233	0,337
y',	$\frac{\text{kg dioxan}}{\text{kg benzen}}$	0,0548	0,291	0,471

Hàm lượng dioxan trong hỗn hợp ban đầu:

$$x'_F = \frac{20}{100 - 20} = 0{,}25 \frac{\text{kg dioxan}}{\text{kg nước}}$$

Hàm lượng dioxan trong dung môi nguyên chất:

$$y'_S = \frac{2}{100 - 2} = 0{,}022 \frac{\text{kg dioxan}}{\text{kg benzen}}$$

Lượng nước chứa trong 150kg hỗn hợp ban đầu:

$$G_A = G_F\,(100 - x_F) = 150\ .\ 0{,}8 = 120\text{kg}$$

Lượng benzen chứa trong 100kg dung môi nguyên chất:

$$G_C = G_S\,(100 - y_S) = 100\ .\ 0{,}98 = 98\text{kg}$$

Hệ số góc của đường làm việc [công thức 7.16)]

$$tg_\alpha = \frac{G_A}{G_C} = \frac{120}{98} = 1,225$$

Qua điểm 1 có tọa độ x'_F và y'_S ta kẻ một đường với hệ số góc là 1,225 : 1 cho đến khi gặp đường cong cân bằng chất trích ly y'; thành phần chất tinh khiết x' của bậc thứ nhất. Qua điểm 2 với tọa độ x'_1 và x'_S ta lại kẻ một đường thẳng với hệ số góc 1,225 : 1 cho đến khi gặp đường cong cân bằng v.v... Hàm lượng chất tinh khiết trong bậc sau:

$$x'_R = x'_5 = 0,022 \frac{\text{kg dioxan}}{\text{kg nước}}$$

hay $$x_R = x_5 = \frac{0,022 \times 100}{1 + 0,022} = 2,15\% \text{ trọng lượng dioxan}$$

Thí dụ 7.7: Trong tháp trích ly ngược chiều, làm việc liên tục nước thải có chứa phênôn được thải ra và đem xử lý bằng benzen nguyên chất với mục đích để làm sạch nước và tách phênôn ra. Xác định lượng dung môi và số bậc trích ly lý thuyết, nếu như trong 1 giờ xử lý được $10m^3$ nước thải. Hàm lượng của phênôn trong benzen lúc đầu 8g/l lúc cuối 0,5g/l:

Hàm lượng của phênôn trong benzen lúc cuối 25g/l, nhiệt độ các chất lỏng 25°C.

Giải.

Những số liệu về cân bằng lấy ở trong quyển "Sổ tay Hóa học [0-11, tập 3, trang 303]

Hàm lượng của phênôn trong nước c_1, đương lượng g/l	0,0272	0,1013	0,3660
Hàm lượng cân bằng của phênôn trong benzen c_2, đương lượng g/l	0,062	0,279	2,978

Đổi ra nồng độ theo g/l:

$$x' = 15,686\ c_1$$

$$y' = 15,686\ c_2$$

Khi đó ta có:

Hàm lượng của phênôn trong nước x' g/l	0,426	1,59	5,74
Hàm lượng cân bằng của phênôn trong benzen y', g/l	0,974	4,37	46,7

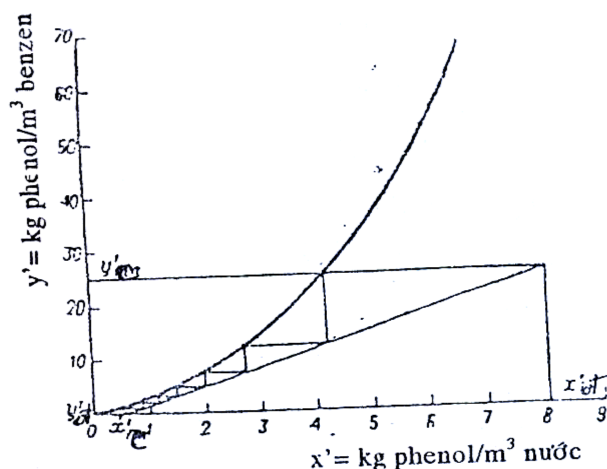
Ta tìm được lượng benzen cần thiết từ phương trình cân bằng vật liệu:

$$V_F\,(x'_đ - x'_c) = V_S\,(y'_c - y'_đ)$$

$$V_S = 10\frac{8 - 0,5}{25 - 0} = 3m^3/h \quad \text{hay là} \quad 879 \times 3 = 2637/kg/h$$

Tìm số bậc lý thuyết bằng đồ thị:

Trên biểu đồ cân bằng thiết lập theo những số liệu đã cho (hình 7.17); ta vẽ đường làn việc đi qua các điểm có tọa độ $x'_đ$, y'_c và $y'_đ$ và giữa đường làm việc và đường cong câi bằng ta vẽ các bậc biến đổi nồng độ. Trong trường hợp trên cần có 7 bậc.



Hình 7.17. (Cho thí dụ 7.7)

Thí dụ 7.8: Theo những số liệu đã cho ở bảng 7.4, ta vẽ biểu đồ cân bằng pha với hệ thống nước (A) – axit axêtic (B) – êtyl êtylic (C) ở 25° trong tọa độ:

a) X, Y theo z, Z.

b) X theo Y.

Bảng 7.4(1)

Thành phần cân bằng pha % trọng lượng

Lớp nước			Lớp ête		
Nước	Axit axêtic	Dietil ether	Nước	Axit axêtic	Dietil ether
93,3	0	6,7	2,3	0	97,7
88,0	5,1	6,9	3,6	3,8	92,6
84,0	8,8	7,2	5,,0	7,3	87,7
78,2	13,8	8,0	7,2	12,5	80,3
72,1	18,4	9,5	10,4	18,1	71,5
65,0	23,1	11,9	15,1	23,6	61,3
55,7	27,9	16,4	23,6	28,7	47,7

Giải.

Đổi nồng độ

$$X = \frac{x_B}{x_A + x_B}, \frac{\text{kg axit axêtic}}{\text{kg(nước + axit axêtic)}}$$

(1) Những số liệu lấy từ Ind. Eng. Chem, 38, 834 (1946).

$$Y = \frac{y_B}{y_A + y_B}, \frac{\text{kg axit axêtic}}{\text{kg(nước + axit axêtic)}}$$

$$z = \frac{x_c}{x_A + x_B}, \frac{\text{kg dietil ether}}{\text{kg(nước + axit axêtic)}}$$

$$Z = \frac{y_c}{y_A + y_B}, \frac{\text{kg dietil ether}}{\text{kg(nước + axit axêtic)}}$$

Những số liệu cho ở bảng 7.5

Bảng 7.5

Lớp nước		Lớp ête	
X	z	Y	z
0	0,072	0	42,55
0,055	0,074	0,514	12,53
0,095	0,078	0,593	7,14
0,150	0,087	0,635	4,07
0,204	0,105	0,635	2,51
0,263	0,135	0,610	1,58
0,333	0,196	0,549	0,913

Vẽ những đồ thị tiến hành theo trình tự thông thường (hình 7.18). Trên biểu đồ XY – zZ chúng ta không vẽ được những dây cung cân bằng để tìm những đường này, trong khi tính toán, ta dùng biểu đồ phụ X–Y.

Thí dụ 7.9: Xác định nồng độ cho phép lớn nhất khi trích ly hệ thống nước – axit axêtic – ête êtilic ở 25° nếu quá trình trích ly tiến hành ngược chiều:

a) Đối với nồng độ axid 15% hỗn hợp ban đầu;

b) Đối với nồng độ axid 5% hỗn hợp ban đầu (tính theo axit)(1)

Giải.

Theo biểu đồ X – Y (hình 7.18) ta thấy rằng với hỗn hợp ban đầu **X = 0,15** cân bằng với pha trích ly có nồng độ axit axêtic Y = 0,635; với hỗn hợp ban đầu X = 0,05 cân bằng với pha trích ly có Y = 0,46. Do đó trong trường hợp thứ nhất nồng độ axit cực đại trong pha trích ly (sau khi chưng dung môi) là 63,5% trọng lượng, trong trường hợp thứ hai – 46% trọng lượng (trong điều kiện thực tế, nồng độ cho phép lớn nhất sẽ lớn hơn một ít).

(1) Tiến hành trích ly axit axêtic từ nước một cách hợp lý ở nồng độ không quá lớn, vì nhiệt độ sôi của nó là 118,1°C muốn tách một lượng axit không nhiều lắm bằng tinh luyện cần làm bốc hơi một lượng nước khá lớn bằng ($G_F - G_W$) (R + 1) trong đó G_W – nồng độ trọng lượng của axit; R – số hồi lưu.

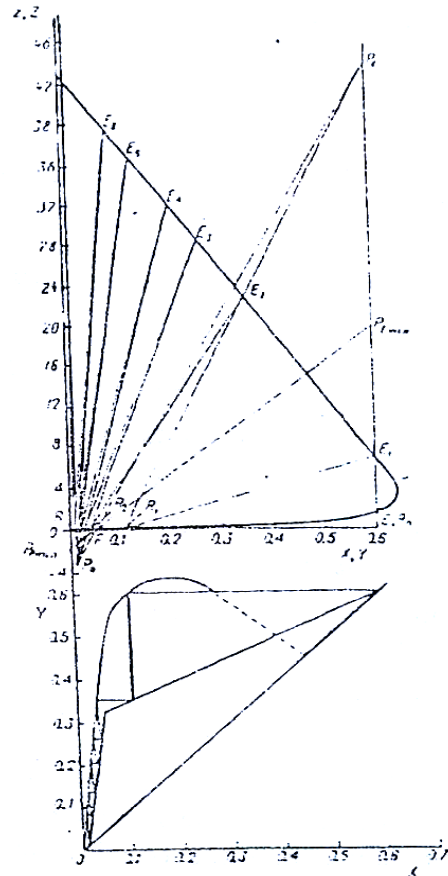
Thí dụ 7.10: Tính số bậc cần thiết và lượng dung môi để trích ly axit khỏi dung dịch nước bằng ête êtylic (t = 25°C), nếu nồng độ của hỗn hợp ban đầu là 5% trọng lượng, còn nồng độ pha trích ly sau khi chưng dung môi là 60% trọng lượng. Trong 1 giờ xử lý được 1000kg dung dịch ban đầu; ête từ chất tinh khiết và pha trích ly được chưng hoàn toàn; hàm lượng axit trong cặn không lớn hơn 1% trọng lượng.

Giải.

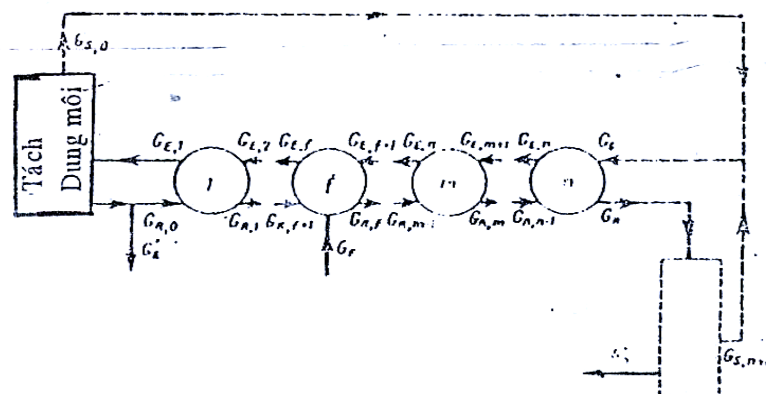
Vì không thể đạt được nồng độ pha trích ly đã cho bằng phương pháp trích ly ngược chiều thông thường (xem thí dụ 7.9), nên chúng ta dùng quá trình có hồi lưu một phần pha trích ly (hình 7.10). Xác định hệ số hồi lưu một phần pha trích ly (hình 7.19). Xác định hệ số hồi lưu cực tiểu của pha trích ly. Kẻ dây cung cân bằng qua điểm F (hình 7.18), đặc trưng cho hỗn hợp ban đầu.

$\left(X_F = \dfrac{5}{100} = 0{,}05\,;\, z_F = 0\right)$ cho đến khi gặp đường thẳng đứng đi qua điểm E.

$\left(X_E = \dfrac{60}{100} = 0{,}6\,;\, Z_E = 0\right)$ ứng với chất trích ly cuối cùng.



Hình 7.18. Cho ví dụ 7.8, 7.9, 7.10



Hình 7.19. (Cho thí dụ 7.10)

Bởi vì trong trường hợp trên, dung môi được tách ra hoàn toàn, ta có [công thức (7.20)]:

$$R_{E_{min}} = \frac{G_{R,0}}{G_E} = \frac{\overline{P_{E_{min}}E_1}}{E_1E} = \frac{Z_p, E_{min} - Z_{E,1}}{Z_{E,1} - z_{r,0}} = \frac{19 - 6,7}{6,7 - 0} = 1,835$$

Lấy hệ số dư hồi lưu $\beta = 3$, như vậy:

$$R_E = 1,835 . 3 = 5,51$$

Xác định tọa độ cực phần bền vững của thiết bị $Z_{p,E}$

$$5,51 = \frac{Z_{o,E} - 6,7}{6,7 - 0} \text{ và } Z_{0,E} = 43,6$$

Qua điểm P_E và F ta kẻ đường thẳng cho tới gặp đường thẳng đứng đi qua điểm R $\left(X_B = \frac{1}{93,3} = 0,01 ; z_R = \frac{6,7}{93,3} = 0,072\right)$ đặc trưng cho thành phần của pha rafinat cuối cùng (tới khi tách hết dung môi). Điểm nhận được gọi là cực của hệ thống thiết bị.

Sau đó xác định số bậc trích ly bằng cách liên tiếp vẽ những dây cung cân bằng và những tia và tính số dây cung.

Thứ tự vẽ: $E''_1R'_1$, R_1P_E, E_2R_2, $P_RR_2E_3$ và v.v... cho đến khi đạt được nồng độ chất tinh khiết theo ý muốn.

Để vẽ những dây cung cân bằng, chúng ta phải dùng biểu đồ phụ X – Y mà đồ thị này cho phép ta xác định được nồng độ cân bằng Y theo trị số X đã cho (hay ngược lại). Trong trường hợp này cần 6 bậc trích ly. Người ta cho nguyên liệu vào bậc thứ hai.

Trên hình 7.18 chỉ rõ xác định số bậc bằng biểu đồ X – Y (trong trường hợp này cần biết rằng các đường làm việc không phải là những đường thẳng). Lưu lượng tính từ các phương trình cân bằng vật liệu.

Cân bằng cấu tử A và B.

$$G_F = G'_R + G'_E$$

Cân bằng cấu tử B:

$$N_FG_F = X_RG'_R + X_EG'_E$$

Giải đồng thời:

$$0,05 . 1000 = 0,01\, G'_R + 0,6\, G'_E$$

Khối lượng chất trích ly:

$$G'_E = G_E = 69\text{kg}$$

Khối lượng chất tinh khiết:

$$G'_R = 932\text{kg}$$

Do đó: $G_R = G'_R(1 + Z_R) = 932(1 + 0,072) = 1000\text{kg}$

Khối lượng ête trong pha rafinat.

$$1000 - 932 = 68\text{kg}$$

Khối lượng dung môi tách ra trong thiết bị phân tách:

$$G_{rhS} = (G_E + G_{R,0})Z_{E,1} = (68 + 375)\ 6{,}7 = 2970kg$$

Cân bằng chung cho hệ thống thiết bị:

$$G_F + G_S = G_E + G_{S,0} + G_R$$

$$1000 + G_S = 68 + 2970 + 1000$$

Do đó lượng dung môi cần thiết:

$$G_S = 3038kg$$

Cân bằng cấu tử B:

$$N_F G_F = X_R G'_R + X_E G'_E$$

Giải đồng thời:

$$1000 = G'_R + G'_E$$

$$0{,}05\ .\ 1000 = 0{,}01G'_R + 0{,}6\ G'_E$$

Khối lượng chất trích ly:

$$G'_E = G_E = 69kg$$

Khối lượng chất tinh khiết:

$$G'_R = 932kg$$

Do đó:

$$G_R = G'_R(1 + Z_R) = 932(1 + 0{,}072) = 1000kg$$

Khối lượng ête trong pha rafinat.

$$1.000 - 932 = 68kg$$

Khối lượng pha trích ly hồi lưu:

$$G_{R,0} = G_E R_E = 68\ .\ 5{,}51 = 375kg$$

Khối lượng dung môi tách ra trong thiết bị phân tách:

$$G_{rhS} = (G_E + G_{R,0})Z_{E,1} = (68 + 375)\ 6{,}7 = 2970kg$$

Cân bằng chung cho hệ thống thiết bị:

$$G_F + G_S = G_F + G_{S,O} + G_R$$

$$1000 + G_S = 68 + 2970 + 1000$$

Do đó lượng dung môi cần thiết:

$$G_S = 3038kg$$

Thí dụ 7.11: Trong thiết bị trích ly ngược chiều làm việc liên tục dùng diêtylenglycol để trích ly Styren từ 38% dung dịch, trong êtylbenzen. Vì quá trình trích ly ngược chiều thông thường không có khả năng tách được phần nguyên chất ra, nên người ta dùng phương pháp trích ly có hồi lưu một phần pha trích và pha rafinat. Pha trích và pha rafinat lần lượt chứa 95 và 3% trọng lượng Styren tương ứng (sau khi chưng dung môi). Xác định lượng dung môi cần thiết dùng cho 100kg/h hỗn hợp ban đầu, thành phần và số lượng pha trích,

pha rafinat và lượng hồi lưu, số bậc trích ly lý thuyết cần thiết, lấy lượng chất trích ly hồi lưu gấp 1,5 lần lượng hồi lưu cực tiểu.

Bảng 7.6

Tên sản phẩm	Ký hiệu điểm quân cờ	Ký hiệu dòng	Thành phần (tọa độ)		Suất lượng kg/h
			X (Y), kgB kg (A + B)	z (Z), kgC kg (A + B)	
Hỗn hợp ban đầu	F	G_F	0,38	0	100
Dung môi cho vào máy trộn...	S(1)	G_S	–	∞	1805,5
Pha trích thô	E	G_{E-1}	0,95	2,95	2418
Sản phẩm trích ly	E	G_E	0,95	0(2)	38
Pha trích ly hồi lưu	R_0	$G_{R,0}$	0,95	0(2)	575
Pha rafinat	R	G_R	0,03	0,007(3)	62,5
Pha rafinat hồi lưu	R_{n+1}	$G_{R,n+1}$	0,03	0,007(3)	190
Dung dịch từ máy trộn	E_{n+1}	$G_{E,n+1}$	0,03	8,65(3)	1995,5
Dung môi thêm vào	–	ΔG_S	–	∞	0,5(4)
Dung môi sau khi tách pha trích	$S_0(1)$	$G_{S,0}$	–	∞	1805
Cực của phần trích:					
cực tiểu	P_{Emin}	–	0,95	3,3	–
làm việc	P_E	–	0,95	43,5	–
Cực của phần rafinat:					
cực tiểu	P_{Rmin}	–	0,03	–20	–
làm việc	P_R		– 0,03	–26,2	–

1. Tên đồ thị không có điểm quân cờ.
2. Quá trình tinh chế được thực hiện hoàn toàn trong một tháp.
3. Quá trình tinh chế không cần thiết.
4. Có hiện tượng lôi cuốn dung môi theo pha rafinat.

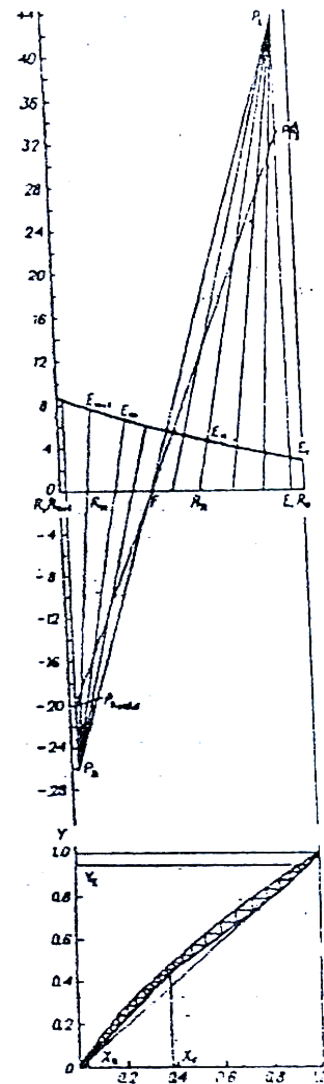
Giải.

Sau khi thiết lập sơ đồ của quá trình[(1)] và vẽ đồ thị pha (ở đây không vẽ đường cân bằng) X, Y – z,Z và X–Y ta xác định thành phần các sản phẩm và đưa vào biểu đồ (hình 7.20) những điểm tương ứng của chúng. Những số liệu tìm được bằng cách đó ghi vào bảng 7.6. Bởi vì chất tinh khiết trên bất kỳ một phần đường cong chất tinh khiết nào đều chứa một lượng dung môi rất nhỏ, nên thiết bị tháp rafinat và trích ly chưng cất thứ hai trong trường hợp này không hợp lý.

Tọa độ các cực những phần bền vững và phần cặn bã ở trong tháp trích ly ứng với các

(1) Thiết bị để chưng dung môi, chú thích trên sơ đồ bằng hình sao, trong hệ thống thiết bị đã cho không có.

số hồi lưu cực tiểu được xác định bằng cách vẽ qua điểm F một đường thẳng với đường cong đến cắt đường thẳng đi qua các điểm E và R. Số bậc trích ly khi đó sẽ lớn vô cùng.



Hình 7.20. (Cho thí dụ 7.11)

Số hồi lưu cực tiểu:

$$\frac{G_{R,0}}{G_E} = \frac{Z_{p.E_{min}} - Z_{E,1}}{Z_{E,1} - z_{E,1}} = \frac{33 - 2,95}{2,91 - 0} = 10,35$$

$$\frac{G_{R,n+1}}{G_R} = \frac{Z_E - Z_{p,R_{min}}}{Z_{E,r1} - Z_R} = \frac{0,007 + 20}{8,65 - 0,007} = 2,31$$

Khi hoàn toàn hồi lưu pha trích ly và pha rafinat trong tháp trích ly.

$$\frac{G_{R,0}}{G_E} = \infty ; \qquad \frac{G_{R,n+1}}{G_R} = \infty$$

$$Z_{p,E_{Max}} = \infty \qquad Z_{p,R_{Max}} = \infty$$

nghĩa là những tia đó trở thành những đường thẳng đứng song song. Khi đó tương ứng với số bậc trích ly cực tiểu.

Tìm tọa độ các cực khi $\beta = 1,5$:

$$\frac{Z_{p,E} - 2,95}{2,95 - 0} = 10,35 . 1,5 ; Z_{p,E} = 43,53$$

Lượng pha trích tính theo nguyên tắc đòn bẩy:

$$G_E = \frac{G_F(X_F - X_R)}{X_E - X_R} = \frac{100(0,38 - 0,03)}{0,95 - 0,03} = 38,0kg/h$$

Lượng hồi lưu của pha trích ly:

$$G_{R,0} = 10,35 . 2 . 38,0 = 575kg/h$$

Lượng chất tinh khiết (có mang theo dung môi):

$$\Delta G_S + G_R = (G_F - G_E)(1 + Z_R) = (100 - 38,0)(1 + 0,007) = 62,5kg/h$$

Lượng hồi lưu của pha rafinat

$$G_{R,n+1} = G_R \frac{Z_{p,E_{min}} - Z_{p,E}}{Z_{E,n+2} - z_R} = 62,5 \frac{33 + 26,2}{8,65 - 0,007} = 190kg$$

Lượng dung môi tuần hoàn:

$$G_{S,0} = (G_E + G_{R,0})Z_{E,1} = (38,0 + 575)\ 2,95 = 1805kg/h$$

Lượng dung môi thêm vào (bằng lượng rafinat mất đi)

$$\Delta G_S = G'_R Z_R = 62 . 0,007 = 0,5kg/h$$

Suất lượng pha trích thô (được xử lý trong tháp chưng):

$$G_{E,1} = G_{S,0} + G_{R,n+1} = 1805,5 + 100 = 1995,5kg/h$$

Suất lượng dung môi, cho thêm vào máy trộn:

$$G_S = G_{S,0} + \Delta G_S = 1805,5kg/h$$

Số bậc trích ly cần thiết được xác định nhờ vào những chùm tia và những đường cong trên đồ thị X–Y.

Từ những điểm cực làm việc, ta vẽ một loạt các tia cho đến lúc gặp các đường cong giới hạn (điểm E_n, R_n, E_m, R_m...) và trên đồ thị X–Y, ta tìm được điểm có tọa độ X_R^n, Y_E^n, X_R^m, Y_E^m. Sau khi kẻ qua những điểm chia đều đường cong liên tục (đường cong này là đường làm việc), giữa đường làm việc và đường cân bằng ta vẽ các bậc và tính được số bậc đó. Trong trường hợp theo đầu bài cho ta vẽ được 23 bậc trích ly; hỗn hợp ban đầu cho vào bậc thứ 12 kể từ trên xuống.

Thí dụ 7.12: Trong một bể lắng thẳng đứng, đáy hình nón chứa cặn và $7m^3$ dung dịch chứa 2 tấn NaOH. Sau khi lắng, lấy ra một lượng nước trong là $6m^3$, rồi cho thêm nước sạch vào và khuấy trộn huyền phù lên. Sau lần lắng thứ hai, cũng lấy ra bớt $6m^3$ dung dịch nước trong. Làm 3 lần như vậy rồi trộn lẫn các dung dịch có chứa cặn và đem vào cô đặc. Xác định:

1) Lượng NaOH còn lại trong cặn.

2) Phần trăm lượng NaOH được tách ra.

3) Phần trăm lượng NaOH trong dung dịch đem vào cô đặc.

Giải

1) Trong bể lắng, thực hiện rửa cặn ba lần với tỉ số thể tích dung dịch tách ra và giữ lại $a = \frac{6}{1} = 6$. Theo công thức (7.28), sau ba lần rửa, trong cặn còn lại:

$$\frac{1}{(1 + a)^3} = \frac{1}{7^3} = \frac{1}{343}$$

Phần lượng NaOH ban đầu hay là:

$$2000\frac{1}{343} = 5,8kg$$

2) Số lượng NaOH được tách ra:

$$\frac{2000 - 5,8}{2000} . 100 = 99,7\%$$

Theo bảng phụ lục 54 đã cho, chất được trích ly khi rửa 3 lần phải dùng 6 lượng dung môi là 99,71%.

3) Lượng dung dịch:

$$6 \times 3 = 18m^3$$

Hàm lượng NaOH ở trong dung dịch:

$$2000 - 5,8 = 1994,2 \text{ kg}$$

hay là: $\frac{1994,2}{18000 + 1994,2} \cdot 100 = 10\%$

Thí dụ 7.13: Với mục đích tách đồng ra khỏi quặng, nên phải nung quặng với muối ăn. Trong khối lượng nung được đồng ở dưới dạng $CuCl_2$. Hàm lượng Clorur đồng là 11%. Sản phẩm nung được trích bởi nước chứa ở trong thiết bị trích ly ngược chiều, nước chứa đó thu được bằng cách rửa khí lò thoát ra. Trong 1 kg chất rắn trơ chứa 2kg nước. Ở mỗi bậc đạt cân bằng. Cần phải có bao nhiêu bậc trong thiết bị trích ly để thu được dung dịch 12% $CuCl_2$ và tách được 98% Cu từ sản phẩm nung được.

Giải

Vì pha rắn khi chuyển động từ bậc này sang bậc khác ngậm một lượng nước không đổi (trừ bậc thứ nhất, vì đối với 1kg pha rắn thì sản phẩm khó nung được đi vào và ra khỏi một bậc ngậm 2kg nước), nên muốn xác định số bậc trong thiết bị, ta có thể dùng công thức (7.32).

Lấy 100kg chất rắn khô còn lại không chứa đồng để tính, và tính lượng sản phẩm và nồng độ.

Với khối lượng nung được đi vào có:

$$100\frac{11}{89} = 12,36\text{kg}\,CuCl_2$$

Với chất còn lại đi ra:

$$\frac{12,36(100-98)}{100} = 0,25\text{kg}\,CuCl_2$$

Với pha trích đi ra:

$$\frac{12,36 \cdot 98}{100} = 12,11\text{ kg}\,CuCl_2$$

Xác định lượng nước chứa axit G_S đi vào trong thiết bị, tính với 200kg nước đi ra có mang theo cặn chất rắn, cặn chất rắn còn lại đi ra cùng với chất trích ly.

$$\frac{(G_S - 299)12}{12} = 12,11$$

Do đó:

$$G_S = 288,8\text{kg}$$

Hàm lượng $CuCl_2$ trong pha trích (tính bằng kg đối với 100kg nước)

$$y_E = \frac{12}{88} \cdot 100 = 13,64$$

Dung dịch sẽ có nồng độ như thế nào và chứa chất rắn khi đi từ bậc thứ nhất sang bậc thứ hai:

$$x'_1 = y_E = 13,64$$

Hàm lượng $CuCl_2$ trong dung dịch lấy ra khỏi cặn chất rắn.

$$x'_B = \frac{0,25}{200} \cdot 100 = 0,125$$

Nước chứa acid đi vào thiết bị trích ly không chứa muối nên $y_S = 0$. Nồng độ $CuCl_2$ y_2 ở dòng trên chảy từ bậc thứ hai sang bậc thứ nhất, được xác định theo cân bằng của $CaCl_2$ trong bậc thứ nhất. Lượng dung môi ở dòng trên là 288,8kg. Đối với 100kg chất khô trơ có 12,36kg $CuCl_2$ và có A kg với 288,8kg dung môi từ bậc thứ hai đi vào bậc thứ nhất; tất cả (12,36 + A) kg.

Từ bậc thứ nhất đi ra: cùng với pha trích 12,11kg; cùng với dung dịch dòng dưới $\frac{13,64}{100} \cdot 100 = 27,28$kg; tổng cộng là 12,11 + 27,28 = 39,39kg.

Cân bằng ở ngăn thứ nhất theo $CuCl_2$

$$12,36 + A = 39,39\text{kg}$$

Từ đó: A = 39,39 – 12,36 = 27,03kg

Nồng độ dòng trên tính theo kg đối với 100kg nước:

$$y_2 = \frac{27,03}{288,8} \cdot 100 = 9,36$$

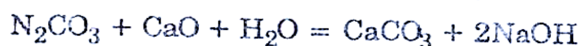
Số bậc (không kể bậc thứ nhất):

$$N_{c-1} = \frac{\lg \dfrac{x_1 - y_2}{x_B - y_S}}{\lg \dfrac{x_1 - x_R}{y_2 - y_S}} = \frac{\lg \dfrac{13,61 - 9,36}{0,125 - 0}}{\lg \dfrac{13,61 - 0,125}{9,36 - 0}} = 10 \text{ bậc}$$

Và tất cả là:

$$N_c = 10 + 1 = 11 \text{ bậc}$$

Thí dụ 7.14: Điều chế xút theo phản ứng:



$$N_2CO_3 + CaO + H_2O = CaCO_3 + 2NaOH$$

Sản phẩm phản ứng đi vào bậc thứ nhất của thiết bị 3 bậc chảy liên tục ngược chiều, chứa 50% nước theo trọng lượng chất kết tủa ($CaCO_3$). Sau đó khi chảy bậc này sang bậc khác và ra khỏi thiết bị, chất kết tủa ngậm một lượng nước gấp rưỡi trọng lượng của nó. Quá trình tách ra cần phải đạt được 98% lượng NaOH.

Xác định lượng nước tiêu phí (đối với 100kg chất kết tủa khô) và nồng độ của dung dịch trong mỗi bậc.

Giải

Để thiết lập cân bằng vật liệu theo mỗi bậc, ta không có đủ số liệu.

Theo bảng phụ lục 55, để đạt được 97,5% sản phẩm được tách ra khi trích ly liên tục trong 3 bậc, tỉ số dung môi với dung dịch được giữ lại là 3. Ta dừng lại ở đây và tiếp tục thiết lập cân bằng, bắt đầu từ bậc thứ 3. Tính cho 100kg $CaCO_3$ khô.

Trong 100kg $CaCO_3$ cho vào bậc thứ nhất có 80kg NaOH. Từ lượng này ta đổi ra theo 97,5% chất trích ly, hay là:

$$\frac{80 \,.\, 97,5}{100} = 78kg$$

Tổn hao cùng với dung dịch còn lại:

$$80 - 78 = 2kg$$

trong 100kg chất kết tủa, ngậm một lượng nước:

$$100 \times 1,5 = 150kg$$

Nồng độ của dung dịch còn lại tính theo kg NaOH trên 1kg dung dịch sạch:

$$x'_B = \frac{2}{150} = 0,0133$$

Dung môi nước vào trong hệ thống qua bậc thứ ba:

$$150 \times 3 = 450kg$$

Vậy, dòng trên đi vào thiết bị mang theo 450kg nước, trong dòng dưới cùng với pha rắn 150kg.

Nồng độ dung môi $y_S = 0$

Nồng độ NaOH trong dòng trên, chuyển từ bậc thứ ba sang bậc thứ hai:

$$y_3 = x'_B = 0,0133\,kg/kg$$

Nồng độ NaOH trong dòng dưới x'_2 không biết. Xác định nồng độ theo cân bằng NaOH trong bậc thứ ba:

$$450y_S + 150x'_2 = 150x'_R + 450y_3$$

$$450 \,.\, 0 + 150x'_2 = 150 \,.\, 0,0133 + 450 \,.\, 0,0133$$

$$15\,x'_2 = 8$$

$$x'_2 = \frac{8}{150} = 0,0533kg/kg$$

Nồng độ NaOH ở dòng trên, chuyển từ bậc thứ hai sang bậc thứ nhất.

$$y_2 = x'_2 = 0,0533kg/kg$$

Chỉ có nồng độ NaOH ở dòng dưới chuyển từ bậc thứ nhất vào là chưa biết. Nồng độ này được xác định từ cân bằng của bậc thứ hai:

$$450y_S + 150x'_1 = 45y_2 + 150x'_2$$

$$450 \,.\, 0,0133 + 150x'_1 = 430 \,.\, 0,0533 + 150 \,.\, 0,0533$$

$$150x'_1 + 6 = 24 + 8$$

$$x'_1 = \frac{32 - 6}{150} = \frac{26}{150} = 0,1733\ kg/kg$$

Để xác định nồng độ chất trích ly trong bậc thứ nhất, cần thành lập cân bằng nước

trong bậc đó, gọi A là lượng nước đi ra cùng với chất trích ly:

$$A + 150 = 450 + 50$$

$$A = 350kg$$

Pha trích chứa 78kg NaOH. Do đó nồng độ chất trích ly tính theo NaOH:

$$y_E = \frac{78}{350 + 78} = 100 = 18{,}2\% \text{ khối lượng}$$

Thí dụ 7.15: Một thiết bị trích ly dầu, chế biến trong 1 giờ được 1 tấn hạt hướng dương (hạt hướng dương ép và khử dầu một phần) có hàm lượng 28% dầu và 2,5% benzen.

Benzen tái sinh đi vào thiết bị dưới dạng dung môi chứa 1,5% dầu. Lượng dung môi vào thiết bị gồm 50% tính theo khối lượng "cánh hoa". Theo số liệu thực nghiệm, lượng dung dịch ngậm pha rắn, phụ thuộc vào nồng độ của nó (bảng 7.7).

Bảng 7.7

Nồng độ, kg dầu/kg dung dịch	Lượng dung dịch bị giữ lại, kg/kg chất rắn	Nồng độ, kg dầu/kg dung dịch	Lượng dung dịch bị giữ lại, kg/kg chất rắn
0,0	0,500	0,4	0,550
0,1	0,505	0,5	0,571
0,2	0,515	0,6	0,595
0,3	0,530	0,7	0,620

Chất rắn còn lại sau quá trình trích ly chứa 5% dầu. Xác định:

1) Số lượng và nồng độ pha trích;

2) Số lượng và nồng độ dung dịch còn lại ngậm trong pha rắn;

3) Số bậc trích ly.

Giải.

Bài tập được giải bằng phương pháp đồ thị trong hệ tọa độ vuông góc X' – z (hình 7.21).

Những số liệu cho ở cột thứ nhất của bảng 7.7 trong điều kiện bài tập là nồng độ trên một đơn vị khối lượng dung dịch, bằng tỷ số $X' = \frac{x_B}{x_B + x_C}$

Những số liệu cho ở cột thứ hai của bảng 7.7 – lượng dung dịch tính theo khối lượng trên một đơn vị khối lượng chất rắn – cần tính sang trị số nghịch đảo; và như vậy thì chúng sẽ biểu thị tỷ số $z' = \frac{x_A}{x_B + x_C}$ nghĩa là lượng pha rắn trên một đơn vị khối lượng dung dịch.

Do đó, bảng có dạng như sau (bảng 7.8)

Bảng 7.8

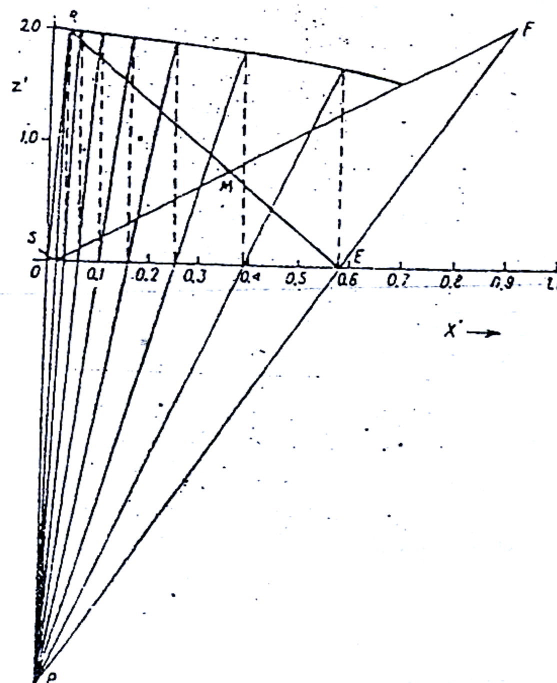
$X' = \frac{x_B}{x_B + x_C}$	$z' = \frac{x_A}{x_B + x_C}$	$X' = \frac{x_B}{x_B + x_C}$	$z' = \frac{x_A}{x_B + x_C}$
0,0	2,0	0,4	1,818
0,1	1,980	0,5	1,751
0,2	1,912	0,6	1,681
0,3	1,887	0,7	1,613

Những số liệu trong bảng 7.8 là tọa độ những điểm của đường cong của dòng dưới (hình 7.21). Trong dòng trên không có chất rắn (y = 0). Cho nên đường thẳng của dòng trên trùng với trục hoành độ.

Sau khi có đường cong trên ta vẽ những đường cân bằng vật liệu. Xác định tọa độ của điểm F, ứng với thành phần "cánh hoa" đem vào để trích ly. Theo điều kiện đầu bài.

$$X'_F = \frac{28}{28 + 2,5} = 0,92$$

$$z'_F = \frac{100 - 28 - 2,5}{28 + 2,5} = 2,12$$



Hình 7.21. (Cho thí dụ 7.15)

Tọa độ của điểm S, tương ứng với thành phần của dung môi:

$$x_S = \frac{1,5}{100} = 0,015$$

$$z_S = 0$$

Lấy các điểm F và S trên đồ thị và nối với nhau bằng một đường thẳng và được chia ra bởi điểm M theo quy tắc đòn bẩy thành những phần tỷ lệ với lượng sản phẩm đi vào, trừ chất rắn không hòa tan (nói cách khác trong các biểu đồ ấy không thể ứng dụng quy tắc đòn bẩy được). Dung môi cho vào thiết bị chứa 50% khối lượng "bánh dầu". Nếu lấy khối lượng ấy theo đơn vị thì phần lỏng gồm 0,28 + 0,025 = 0,305 đơn vị khối lượng, còn dung môi 0,5 đơn vị khối lượng. Điểm M nằm ở trong khoảng 0,305 (0,5 + 0,305) = 0,38 phần của đoạn SF, tính từ điểm S.

Những số liệu bằng số để vẽ đường thẳng bao phí RE không có. Chỉ biết rằng đường RE cắt SF ở điểm M và điểm R nằm trên đường cong, còn điểm E – trên trục hoành độ, vì tung độ của $x_E = 0$. Không giả thiết tọa độ của điểm R thì ta cũng có thể xác định được tỷ số của chúng vì theo điều kiện đầu bài, ta đã biết được chất rắn còn lại sau khi trích ly chứa 5% dầu:

$$\frac{z'_R}{X'_R} = \frac{\dfrac{x_{Ar}}{x_{BR} + x_{CR}}}{\dfrac{x_{BR}}{x_{BR} + x_{CR}}} = \frac{x_{AR}}{x_{BR}} = \frac{95}{5} = 19$$

Đường thẳng đi qua gốc tọa độ và có tang góc nghiêng bằng 19, cắt đường cong ở điểm R. Vẽ đường thẳng ấy nó sẽ gặp điểm R trên đường cong. Nối điểm R với điểm M và kéo dài đường thẳng ấy tới cắt trục hoành độ, ta được điểm E. Theo đồ thị, ta xác định hoành độ của các điểm R, M, E, $X'_R = 0,03$, $X'_M = 0,36$, $X'_E = 0,58$.

Mỗi giờ pha lỏng cùng với bánh dầu và dung môi đi vào thiết bị là:

$$1000 \,.\, 0,305 + 1000 \,.\, 0,5 = 805\text{kg}$$

Lượng này chia ra theo tỷ lệ bởi những đoạn EM và MR giữa pha rắn còn lại và pha trích. Để tính toán ta có thể dùng hoành độ điểm cuối của các đoạn:

$$G_r = \frac{X'_E - X'_M}{X'_E - X'_R} 805 = \frac{0,58 - 0,36}{0,58 - 0,03} 805 = 322\text{kg}$$

Lượng dung dịch còn lại là 322kg/h và thành phần của nó được xác định từ giả thiết cho rằng, dầu bị mất mát trong chất rắn còn lại được chứa ở trong dung dịch ấy. Nồng độ của dầu trong dung dịch còn lại là:

$$\frac{1000 - 0,695 \,.\, 5}{95 \,.\, 322} \,.\, 100 = 11,7\%$$

Lượng pha trích

$$G_E = 805 - 322 = 483\text{kg}$$

Hàm lượng dầu trong pha trích:

$$\frac{1000 \cdot 0{,}28 - \dfrac{1000 \cdot 0{,}695 \cdot 5}{95}}{483} \cdot 100 = 50{,}4\%$$

Để xác định số bậc qua các điểm F, E và R, S chúng ta kẻ 2 tia cắt nhau ở cực P. Vì khi trích ly các chất rắn trong mỗi bậc của thiết bị chỉ có một dung dịch với một nồng độ thì tất cả các dây cung cân bằng sẽ là những đường thẳng đứng. ta dựng đường thẳng góc trên điểm E – dây cung của bậc thư nhất – cho đến khi cắt đường cong giới hạn, ta nối giao điểm của dây cung và đường cong giới hạn với điểm P bằng một tia. Từ giao điểm của tia này nối với trục hoành độ, ta lại dựng đường thẳng đứng cho đến khi gặp đường cong giới hạn v.v... thế nào cho không trùng với điểm R hay là không nằm bên cạnh điểm đó.

Số dây cung cân bằng biểu thị số bậc. Trong trường hợp này cần 7 bậc trích ly.

BÀI TẬP

7.1. Vẽ biểu đồ cân bằng tam giác của hệ thống nước – acid acêtic ở 25°C bằng cách dùng các số liệu trong bảng 7.4. So sánh biểu đồ XY – zZ (xem ở thí dụ 7.8).

7.2. Xác định thành phần và khối lượng các pha của hỗn hợp được phân thành lớp, gồm có 10kg nước, 5kg ête và 5kg acid acêtic. Khi tách một lượng ête êtylic là bao nhiêu, thì hỗn hợp đó mất phân lớp(1)

7.3. Acid acêtic được trích ra khỏi dung dịch với nước chứa 15% khối lượng của nó ở 25°C. Khối lượng của hỗn hợp ban đầu là 1200kg. Xác định thành phần và khối lượng các sản phẩm cuối cùng, sau khi tách dung môi ra, nếu dùng ête nguyên chất để trích ly giao dòng. Quá trình tiến hành trong 2 bậc khi tỷ số khối lượng dung môi và khối lượng hỗn hợp đem chế biến là 1,5(2)

7.4. Dùng ête để trích ly ngược chiều acid acêtic ra khỏi dung dịch với nước chứa 20% khối lượng axit. Xác định lượng dung môi cần thiết dùng cho 1000 kg/h hỗn hợp ban đầu và số bậc trích ly lý thuyết, nếu chất trích ly phải chứa 60% khối lượng và chất tinh khiết chứa không quá 2% trọng lượng axit (sau khi chưng dung môi).

7.5. Trích acid benzoic ra khỏi dung dịch với nước chứa 1,5g trong 1 lít nước, sau đó để rửa dùng benzen có chứa 0,2 acid benzoic trong 1 lít benzen, nếu tỉ số thể tích của nước và benzen là $V_F : V_S = 4$. Xác định xem cần phải rửa bao nhiêu lần nếu hàm lượng cuối cùng của benzen trong nước là 0,2g/l. Xác định thêm những thành phần pha trích thu được. Những số liệu cân bằng ở nhiệt độ làm việc.

Nồng độ acid benzoic trong nước, g/l	0,104	0,456	0,707	1,32	1,56
Nồng độ acid benzoic trong benzen, g/l	0,182	2,45	6,12	18,2	24,5

7.6. Trích ly 1,4 – dioxan ra khỏi dung dịch nước bằng benzen 25% có chứa 0,5% khối lượng dioxan trong một thiết bị trích ly ngược chiều. Hàm lượng dioxan cuối cùng trong nước là 2% khối lượng. Xác định:

---

(1) Để giải bài này, ta dùng biểu đồ tam giác vẽ ở bài tập kiểm tra số 1.
(2) Để giải bài này, ta dùng biểu đồ tam giác vẽ ở bài tập kiểm tra số 1.

a) Lượng dung môi cực tiểu dùng cho 100kg hỗn hợp.

b) Số bậc trích ly cần thiết và thành phần pha trích thu được, lấy lượng dung môi lớn hơn lượng dung môi cực tiểu là 1,5 lần. Số liệu cân bằng cho ở thí dụ 7.6.

7.7. Vẽ biểu đồ cân bằng pha trong hệ tọa độ X, Y – zZ và X – Y đối với hệ thống nước – acid acetic – ête iso propylic ở 20° bằng cách dùng những số liệu trong bảng 7.9. Không cần vẽ những đường nối liền trên biểu đồ X, Y z, Z. Xác định nồng độ cực đại của pha trích thu được khi làm việc ngược chiều đối với nồng độ các hỗn hợp ban đầu 5 và 10% khối lượng.

Bảng 7.9

Thành phần cân bằng của các pha tồn tại, tính bằng % trọng lượng					
Lớp nước			Lớp ête		
nước	acid acetic	ête isopropylic	nước	acid acetic	ête isopropylic
98,1	0,69	1,2	0,5	0,18	99,3
97,1	1,41	1,5	0,7	0,37	98,9
95,5	2,89	1,6	0,8	0,79	98,4
91,7	6,42	1,9	1,0	1,93	97,1
84,4	13,30	2,3	1,9	4,81	93,3
71,1	25,50	3,4	3,9	11,40	84,7
58,9	36,70	4,4	6,9	21,60	71,5
45,1	44,30	10,6	10,8	31,10	58,1
37,1	46,40	16,5	15,1	36,20	48,7

7.8. Xác định lượng hồi lưu cực tiểu chất trích ly và lượng dung môi cực tiểu tương ứng với nó, dùng cho 100kg hỗn hợp ban đầu của nước – acid acetic chứa 10% khối lượng acid, nếu dùng ête iso propylic ở 20°C để trích ly. Sau khi chưng dung môi, pha trích phải chứa 75% khối lượng acid acetic và chất tinh khiết phải chứa 1% khối lượng (dung môi được tách ra hoàn toàn) [1]

7.9. Giải bài 7.8, lấy lượng hồi lưu gấp 2 lần lượng hồi lưu cực tiểu. Xác định số bậc trích ly lý thuyết.

7.10. Vẽ biểu đồ cân bằng pha trong hệ tọa độ X, Y – z, Z đối với hệ thống n-heptan – metilcyclohexan – anilin ở 25°. Những số liệu cân bằng trong bảng 7.10. Xác định nồng độ sản phẩm có thể thu được, khi dùng anilin nguyên chất để xử lý dung dịch metilcyclohexan 40% trong heptan ở điều kiện trích ly ngược chiều thông thường. Xác định số bậc trích ly cực tiểu (khi hồi lưu hoàn toàn chất trích ly và chất tinh khiết), nếu pha trích chứa 98% khối lượng và chất tinh khiết chứa 1% khối lượng metilcyclohexan (sau khi đã tách khỏi dung môi).

---

(1) Khi giải những bài 8 và 9 dùng biểu đồ cân bằng thành lập bởi những số liệu trong thí dụ 7 (hình 7.17)

Bảng 7.10

Thành phần cân bằng của các pha tính theo % khối lượng			
Pha rafinat		Pha trích	
X	z	Y	Z
0	0,064	0	15,7
0,085	0,066	0,150	13,8
0,216	0,070	0,365	11,2
0,445	0,078	0,623	8,2
0,525	0,079	0,700	7,33
0,610	0,087	0,770	6,58
0,730	0,099	0,870	5,67
0,810	0,105	0,920	5,10
0,885	0,117	0,960	4,80
1,0	0,124	1,0	4,70

7.11. Metilcyclohexan được trích ly bằng anilin ra khỏi 46% dung dịch của nó trong n-heptan ở 25°C trong thiết bị trích ly có hồi lưu một phần chất trích tinh khiết. Chất trích ly chứa 98% khối lượng, còn chất tinh khiết chứa 1% khối lượng Metilcyclohexan (trừ dung môi). Tỉ số lượng hồi lưu của chất trích ly đối với lượng sản phẩm trích ly, lớn gấp 1,615 lần lượng hồi lưu cực tiểu. Xác định số bậc trích ly, thành phần và khối lượng pha rafinat, pha trích ly, các lượng hồi lưu và dung môi khi dùng 100kg/h hỗn hợp ban đầu.

7.12. Trong hệ thống gồm ba thiết bị lắng làm việc ngược chiều mà dung dịch mỗi một thiết bị là $7m^3$ cho vào 2 tấn dung dịch NaOH trong $1m^3$ nước cùng với chất kết tủa $CaCO_3$ và lấy ra $6m^3$ dung dịch đậm đặc trong suốt để bốc hơi. Mặt khác cho vào hệ thống $6m^3$ nước nguyên chất làm dung môi để dùng cho 2000kg NaOH. Chất kết tủa $CaCO_3$ khi chuyển từ bậc này sang bậc khác và khi tách ra khỏi hệ thống ngậm $1m^3$. Xác định:

a) Lượng NaOH trong chất kết tủa.

b) Mức độ tách NaOH.

c) Hàm lượng NaOH trong dung dịch cho vào để làm bốc hơi tính bằng %.

7.13. Xác định số bậc trích ly theo những điều kiện ở thí dụ 7.12, nếu mức độ tách NaOH là 0,98.

7.14. Một nhà máy trong 1 ngày đêm xử lý 10 tấn Sulfur bari và một lượng soda (Na_2CO_3) tương ứng và 35 tấn nước để điều chế carbonat Bari và dung dịch Sulfur Natri. Quá trình xử lý tiến hành trong hệ thống thiết bị ngược chiều 5 bậc. Carbonat Bari kết tủa trong cả quá trình ngậm một lượng nước gấp đôi (theo trọng lượng) kết tủa thu được dung dịch Sufur Bari 10% cần tách ra được 98% Sulfur Natri. Xác định:

a) Lượng Sulfur Natri mất đi trong chất kết tủa.

b) Lượng nước cần thiết thêm vào dùng để làm dung môi.

c) Nồng độ của mỗi dòng đặc.

7.15. Trích ly NaOH ra khỏi các sản phẩm của phản ứng.



$$Na_2CO_3 + CaO + H_2O = CaCO_3 + 2NaOH$$

trong hệ thống trích ly ngược chiều. Người ta cho vào hệ thống đó một hỗn hợp 50% nước tính theo khối lượng chất kết tủa ($CaCO_3$). Từ hỗn hợp đó ở trong hệ thống, người ta tách được 95% NaOH, đồng thời thu được 15% dung dịch. Cần phải dùng bao nhiêu lượng nước làm dung môi để cho vào hệ thống đó và trong hệ thống đó phải có mấy bậc, nếu theo những số liệu thực nghiệm đã biết, chất kết tủa ngậm một lượng dung dịch phụ thuộc vào nồng độ của nó như sau:

Nồng độ NaOH tính theo % khối lượng	Dung dịch được giữ lại trong 1kg chất kết tủa, kg
0	1,39
5	1,72
10	2,04
15	2,70
20	3,85

ĐÁP SỐ

7.2. $X_{A_1} = 62,2$; $X_{B_1} = 24,8$;

$X_{A_2} = 18,9$; $X_{B_2} = 25,1\%$ trọng lượng; 1,74kg.

7.3. $G_{E_1} = 1940$; $G'_{E_1} = 180$kg trọng lượng (sau khi tách dung môi)

$G_{E_2} = 1735$; $G'_{E_2} = 90$kg; $x_{B_2} = 35\%$ trọng lượng (sau khi tách dung môi).

$G_{B_2} = 35\%$ trọng lượng (sau khi tách dung môi);

$G_{R_2} = 915$; $G'_{R_2} = 850$kg;

$x_{R_2} = 4\%$ trọng lượng (sau khi tách dung môi).

7.4. $G_S = 1333$kg/h; $N_C = 4$.

7.5. $N_C = 3$; $x_E = 4$g/lít, 1,2g/lít, 0,6g/lít.

7.6. $G_{S_{min}} = 99$kg; $N_C = 8$.

7.7. 63% trọng lượng: 70% trọng lượng.

7.8. 38,9kg; 256kg.

7.9. 77,8kg; 450kg; $N_C = 7$.

7.10. Chất trích ly 58% trọng lượng; Chất tinh khiết 0% trọng lượng; $N_{C_{min}} = 11$.

7.11. $N_C = 18$; $G_{S0} = 1718$kg; $G_S = 1734$kg

7.12. 7,7kg; 99,6%; 25%

7.13. $N_C = 7$

7.14. $N_C = 6$.

7.15. 1) 0,1 tấn hay 2%; 2) 28,8 tấn; 3) I–10%; II–7,9%; III–6,1%; IV–4,7%; V–3,6%.

7.16. 1) 565kg; 2) $N_C = 3$.

CHƯƠNG 8

HẤP PHỤ

CÁC PHƯƠNG TRÌNH CƠ BẢN VÀ CÔNG THỨC TÍNH TOÁN

1. Trong quá trình hấp phụ, trạng thái giới hạn cho một cấu tử bị hấp phụ (chất bị hấp phụ) là trạng thái cân bằng giữa hàm lượng của cấu tử đó trong chất hấp phụ (còn gọi là độ hoạt tính) với áp suất riêng phần p của nó (hoặc nồng độ $\overline{C}_y$) trong hỗn hợp (khí) hoặc lỏng.

Đường cong cân bằng $a*_o = f(p)$ ở nhiệt độ không đổi được gọi là đường hấp phụ đẳng nhiệt, đặc trưng chính yếu cho trạng thái tĩnh học của quá trình. Khi áp suất riêng phần p tương đối cao, hàm lượng chất bị hấp phụ $a*_o$ tiếp cận với giá trị không đổi a_∞ đặc trưng cho trạng thái bão hòa cực đại của chất hấp phụ ở nhiệt độ đã cho.

Theo phương trình Clapeyron, mối quan hệ giữa nồng độ $\overline{C}_y$ (tính bằng kg/m^3) của chất bị hấp phụ trong hỗn hợp khí với áp suất riêng phần của nó là:

$$\overline{C}_y = \frac{P}{RT} \tag{8.1}$$

trong đó R là hằng số khí, J/kg . K

2. Phương trình Dubinin, dựa trên cơ sở của thuyết thế hấp phụ, là phương trình đẳng nhiệt hấp phụ hoàn chỉnh nhất, trong đó có xét đến cấu trúc của chất hấp phụ.

Đối với chất hập phụ có cấu trúc đồng nhất (zéolit tổng hợp) thì phương trình có dạng:

$$a*_o = \frac{\omega_0}{V} \exp\left[-B\frac{T^2}{\beta^2}\left(\log\frac{P_0}{p}\right)^2\right] \tag{8.2}$$

Đối với chất hấp phụ có cấu trúc xốp phức tạp (Silicagel) xốp mịn, than hoạt tính), ta có:

$$a*_o = \frac{\omega_{01}}{V} \exp\left[-B_1\frac{T^2}{\beta^2}\left(\log\frac{P_S}{p}\right)^2\right] + \frac{\omega_{02}}{V} \exp\left[-B_2\frac{T^2}{\beta^2}\left(\log\frac{P_S}{p}\right)^2\right] \tag{8.3}$$

trong đó: $a*_o$ – lượng chất hấp phụ, mmol/g;

$\omega_0, \omega_{01}, \omega_{02}$ – hằng số, đặc trưng thể tích lỗ xốp;

B, B_1, B_2 – hằng số, phụ thuộc cấu trúc xốp;

T – nhiệt độ, K;

β – Hệ số ái lực (hệ số aphin) của hơi bị hấp phụ so với chất tiêu chuẩn;

$\frac{p_S}{p}$ – tỷ số giữa áp suất hơi bão hòa của chất bị hấp phụ với áp suất riêng phần của nó.

3. Theo thuyết A. Eucken và M. Polanyl, nếu chúng ta xây dựng được đường hấp phụ đẳng nhiệt của một cấu tử hơi tiêu chuẩn ở nhiệt độ T_1 thì chúng ta có thể tính đường hấp phụ đẳng nhiệt cho cấu tử hơi khác ở nhiệt độ T_2.

Công thức sau đây được dùng để tính lượng chất bị hấp phụ:

$$a*_o = \frac{a*_1 V_1}{V_2} \tag{8.4}$$

trong đó:

$a*_1$ – tung độ đường đẳng nhiệt của cấu tử tiêu chuẩn, (thường là benzen) kg/kg hoặc mmol/g;

$a*_2$ – tung độ đường đẳng nhiệt đang xác định, kg/g;

V_1 và V_2 – Thể tích mol của cấu tử tiêu chuẩn và cấu tử đang khảo sát (ở trạng thái lỏng), m^3/Kmol.

Thể tích mol được xác định bằng công thức:

$$V = \frac{M}{\rho} \tag{8.5}$$

trong đó:

M – phân tử khối kg/kmol

ρ – Khối lượng riêng, kg/m^3.

Áp suất được xác định theo công thức:

$$\lg p_2 = \lg p_{S,2} - \beta \frac{T_1}{T_2} \lg \frac{p_{S,1}}{p_1} \tag{8.6}$$

trong đó:

p_1 và p_2 – áp suất riêng phần của cấu tử tiêu chuẩn và cấu tử đang khảo sát, mmHg;

$p_{S,1}$ – áp suất hơi bão hòa của cấu tử tiêu chuẩn ở nhiệt độ T_1 (tính bằng K), mmHg;

$p_{S,2}$ – áp suất hơi báo hòa của cấu tử đang khảo sát ở nhiệt độ T (tính bằng K), mmHg;

β – Hệ số ái lực (hệ số aphin) bằng tỷ số thể tích mol"

$$\beta = \frac{V_2}{V_1} \tag{8.7}$$

Bảng 8.1 cho hệ số ái lực β của các cấu tử đã được lựa chọn Benzen được lấy làm cấu tử tiêu chuẩn.

Bảng 8.1

Chất	β	Chất	β
Rượu mêtylic	0,40	Acid acetic	0,97
Bromur metyl	0,57	Benzen	1,00
Rượu êtylic	0,61	Cyclohexan	1,03
Acid formic	0,61	Tetraclorur carbon	1,05
Sulfur carbon	0,70	Ether etylic	1,09
Clorur etyl	0,76	n-Pentan	1,12
Propan	0,78	Toluen	1,25
Cloroform	0,86	Cloropicrin	1,28
Aceton	0,88	n-Hexan	1,35
n-Butan	0,90	n-Heptan	1,59

Khi tính các điểm trên đường cong đẳng nhiệt của cấu tử đang khảo sát ta tra số liệu tọa độ $a*_1$ và p_1 từ đường cong của cấu tử tiêu chuẩn, tra các trị số $p_{S,1}$ và $p_{S,2}$ từ các bảng áp suất hơi bão hòa và tính p_2 theo công thức (8.6).

4. Nhiệt hấp phụ bao gồm nhiệt ngưng tụ và nhiệt thấm ướt. Trong thực tế ta có thể giả thiết rằng nhiệt hấp phụ các chất hữu cơ không phụ thuộc nhiệt độ. Mối quan hệ phụ thuộc của nhiệt hấp phụ riêng q (tính bằng J/kg than) vào lượng hơi bị hấp phụ (đối với các cấu tử bị đánh dấu sao trong bảng phụ lục 53 được xác định theo công thức.

$$q = ma^n \tag{8.8}$$

trong đó:

a – lượng hơi bị hấp phụ, dm^3/kg than;

m và n – các hằng số, có giá trị ghi trong bảng 8.2.

Khi hơi nước bị hấp phụ bằng than, nhiệt hấp phụ thay đổi theo nhiệt độ như sau:

Nhiệt độ, °C	–15	10	40	80	128	187
Nhiệt hấp phụ $q \cdot 10^{-3}$, J/kmol	46500	41900	39000	34800	3090 0	21800

Khi không có số liệu thực nghiệm nhiệt hấp phụ (tương ứng một kmol khí) được xác định bằng công thức gần đúng tương tự quy tắc Trouton:

$$\frac{q}{\sqrt{T_b}} = \text{const} \tag{8.9}$$

trong đó:

q – nhiệt hấp phụ, J/mol khí

T_b – nhiệt độ sôi của chất bị hấp phụ ở áp suất khí quyển, K.

Bảng 8.2

Cấu tử	Công thức	n	m . 10^{-3}
Benzen	C_6H_6	0,959	3,24
Disulfur carbon	CS_2	0,9205	3,15
Tétraclorur carbon	CCl_4	0,930	3,74
Cloroform	$CHCl_3$	0,935	3,47
Dietyl ether	$(C_2H_5)_2O$	0,9215	3,84
Rượu êtylic	C_2H_5OH	0,928	3,65
Bromur êtyl	C_2H_5Br	0,900	3,77
Clorur etyl	C_2H_5Cl	0,915	3,06
Format etyl	$HCOOC_2H_5$	0,9075	3,96
Iodur etyl	C_2H_5I	0,956	3,10
Rượu métylic	CH_3OH	0,938	3,11

Giá trị của hằng số phụ thuộc vào bản chất của chất hấp phụ. Thí dụ đối với than hoạt tính thì bằng 2180.

Nhiệt hấp thụ (tính bằng J/kmol) cũng có thể được tính theo công thức:

$$q = \frac{44 \cdot 10^3 \lg \frac{p_2}{p_1}}{\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2}} \tag{8.10}$$

Trong đó: p_1, p_2 - Áp suất cân bằng của chất bị hấp phụ trên mặt chất hấp phụ ở nhiệt độ T_1 và T_2 (tính bằng K).

5. Trong thực tế, quá trình hấp phụ khí và hơi được tiến hành trong các lưu chất khí chuyển động, nên về nguyên tắc phải tuân theo các điều kiện động lực học. Trong trường hợp này thì lớp hấp phụ được đặc trưng bởi trị số dung tích hấp phụ động lực học (hoạt tính) a_d - lượng chất bị hút (chất bị hấp phụ) bởi lớp hấp phụ tính đến thời điểm chất bị hấp phụ vượt ra khỏi lớp hấp phụ:

$$a_d = \overline{C}_0 \omega \tau \tag{8.11}$$

Trong đó:

a_d- Khả năng hấp phụ động lực học của lớp hấp phụ, kg/m^3.

$\overline{C}_0$ - Nồng độ ban đầu của chất bị hấp phụ trong dòng khí, kg/m^3.

w - Vận tốc của hỗn hợp hơi và khí tương ứng với tiết diện ngang toàn phần của thiết bị $\frac{m}{s}$,

τ - thời gian hấp phụ, s.

Để đánh giá hiệu quả hấp phụ, người ta sử dụng khái niệm so sánh dung tích hấp phụ cân bằng $\eta = a_d / a_0^*$ (trong đó a_0^* là khả năng hấp phụ tĩnh học cân bằng). Trong quá trình thực nghiệm hấp phụ động lực học với lớp hấp phụ xốp mịn có độ cao trong khoảng 30-50 cm, với vận tốc của dòng lưu chất hơi từ 0,3 đến 0,5 m/s và nồng độ ban đầu của chất bị hấp phụ là 10-20 g/m^3 thì đại lượng η, thông thường là 0,8-0,9.

6. Quá trình hấp phụ trong các điều kiện động lực học có thể được đặc trưng bởi phương trình động học, trong đó tốc độ hấp phụ (hoặc lượng chất bị hấp phụ trong một đơn vị thời gian bởi một đơn vị thể tích chất hấp phụ) tỷ lệ thuận với hệ số truyền khối và động lực của quá trình:

$$\frac{da}{d\tau} = k_y(\overline{C} - \overline{C}^*) \qquad (8.12)$$

Trong đó:

$\overline{C}$ - Nồng độ chất bị hấp phụ trong hỗn hợp hơi khí, kg/m^3 khí trơ.

$\overline{C}^*$ - Nồng độ chất bị hấp phụ trong hỗn hợp hơi khí cân bằng với lượng chất bị hấp phụ trong 1 đơn vị thể tích chất hấp phụ, kg/m^3 khí trơ.

k_y - Hệ số động học (hệ số truyền khối), $m.s^{-1}$.

Khi hấp phụ bằng than hoạt tính ($d = 1{,}7 \div 2{,}2$ mm, vận tốc lưu chất $v = 0{,}3 \div 2\ \frac{m}{s}$) thì có thể tính gần đúng hệ số truyền khối k_y theo phương trình sau đây (với điều kiện quá trình hấp phụ đẳng nhiệt được biểu diễn bằng phương trình Langmuir):

$$Sh = 1{,}6\,Re^{0,54} \qquad (8.13)$$

Trong đó:

$$Sh = \frac{k_y d^2}{D}$$

$$Re = \frac{vd}{\nu}$$

d - Đường kính trung bình của hạt hấp phụ, m;

D - Hệ số khuếch tán của chất bị hấp phụ trong khí ở nhiệt độ của quá trình, m^2/s;

v - Vận tốc của dòng hơi khí tính theo tiết diện ngang tự do của thiết bị, m/s;

ν - Độ nhớt động học của hỗn hợp hơi khí, m^2/s

7. Quá trình hấp phụ trong các điều kiện động lực học cũng có thể đặc trưng bằng thời gian lưu của dòng chất bị hấp phụ, tính từ lúc chất bị hấp phụ bắt đầu vào lớp hấp phụ cho đến khi ra khỏi lớp hấp phụ (biểu thị bằng nồng độ tăng vọt). Khoảng thời gian này τ này được gọi là thời gian hấp phụ có hiệu quả và được xác định bằng phương trình N. Shilov:

$$\tau = K(H - h) \tag{8.14}$$

Trong đó $Kh = \tau_0$

Như vậy:

$$\tau = KH - \tau_0 \tag{8.15}$$

Ở đây: K - Hệ số hiệu quả của lớp hấp phụ, s/m;

H - Chiều cao lớp hấp phụ, m;

h - Chiều cao lớp hấp phụ không hiệu quả trong điều kiện động lực học, m;

τ_0 - Hệ số động học, hoặc là thời gian mất của lớp hấp phụ có hiệu quả, s.

Hệ số hiệu quả của lớp hấp phụ có thể tính theo công thức:

$$K = \frac{a_0^*}{v\overline{C}_0} \tag{8.16}$$

Trong đó:

a_0^* - Dung tích hấp phụ cân bằng, kg/m^3;

v - Tốc độ của hỗn hợp hơi khí tương ứng với tiết diện ngang toàn phần của thiết bị, m/s;

$\overline{C}_0$ - Nồng độ ban đầu của chất bị hấp phụ trong hỗn hợp hơi khí, kg/m^3

8. Đối với cùng một chất hấp phụ và chất bị hấp phụ, trong trường hợp nồng độ và nhiệt độ của lưu chất khí không đổi, thì ta có hệ thức sau đây để biểu thị đặc tính động lực học B_1 và B_2.

$$B_1 = K_1 v_1 = K_2 v_2 = \frac{a_0^*}{\overline{C}_0} = \text{const} \tag{8.17}$$

$$B_2 = \frac{\tau_{0,1}\sqrt{v_1}}{d_{g1}} = \frac{\tau_{0,2}\sqrt{v_2}}{d_{g2}} = \text{const} \tag{8.18}$$

Trong đó: K - Hệ số hiệu quả hấp phụ của lớp, s/m;

v - Tốc độ lưu chất hơi khí, m/s;

τ_0 - Thời gian mất của lớp hấp phụ có hiệu quả, s;

d_g - Đường kính trung bình của hạt hấp phụ, m.

9. Thời gian hấp phụ trong quá trình gián đoạn được xác định bằng cách giải hệ phương trình bao gồm phương trình cân bằng chất bị hấp phụ, phương trình hấp phụ động học và phương trình hấp phụ đẳng nhiệt.

Đường hấp phụ đẳng nhiệt được chia ra 3 khu vực: khu vực thứ nhất được đặc trưng bằng tỷ số $p/p_s < 0,17$ (so với benzen), đối với khu vực thứ hai thì $p/p_s \approx 0,17 \div 0,5$ và đối với khu vực thứ ba thì $p/p_s > 0,5$.

Khi xác định thời gian của quá trình theo đường hấp phụ đẳng nhiệt và nồng độ đã cho

$\overline{C}_0$ của hỗn hợp hơi khí ban đầu, ta tìm được a_0^* và từ khu vực đẳng nhiệt ta xác định được đại lượng $\overline{C}_0^*$. Sau đó ta tính hệ số truyền khối theo công thức (8-13).

Tùy theo vị trí của đại lượng $\overline{C}_0$ trên đường đẳng nhiệt, một trong ba phương pháp sau đây có thể dùng để xác định thời gian hấp phụ:

a) Đối với khu vực thứ nhất thì đường hấp phụ đẳng nhiệt được coi như là đường thẳng và gần như phù hợp với định luật Henry, người ra sử dụng công thức:

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\frac{a_0^*}{v\overline{C}_0}} \cdot \sqrt{H} - b\sqrt{\frac{a_0^*}{k_y C_0}} \quad (8.19)$$

Trong đó:

τ - Thời gian hấp phụ, s

v - Tốc độ của dòng hơi khí tương ứng tiết diện ngang toàn phần của thiết bị, m/s

H - Chiều cao lớp than hoạt tính, m

$\overline{C}_0$ - Nồng độ ban đầu của chất bị hấp phụ trong lưu chất hơi khí, kg/m^3.

a_0^* - Nồng độ chất bị hấp phụ cân bằng với nồng độ $\overline{C}_0$ của lưu chất kg/m^3 (lấy theo từng đường đẳng nhiệt hấp phụ tính bằng kg/kg và nhân với khối lượng riêng của than xốp, thành kg/m^3)

k_y - hệ số truyền khối $m.s^{-1}$.

Đại lượng hệ số b được xác định tương ứng với một dãy các trị số của $\overline{C}/\overline{C}_0$ từ bảng 8-3 (C - nồng độ chất bị hấp phụ trong lưu chất khí khi ra khỏi chất hấp phụ, kg/m^3)

Bảng 8-3

$\overline{C}/\overline{C}_0$	b	$\overline{C}/\overline{C}_0$	b	$\overline{C}/\overline{C}_0$	b
0,005	1,84	0,2	0,63	0,7	-0,27
0,01	1,67	0,3	0,42	0,8	-0,46
0,03	1,35	0,4	0,23	0,9	-0,68
0,05	1,19	0,5	0,07		
0,1	0,94	0,6	-0,10		

b) Đối với khu vực thứ hai của đường đẳng nhiệt hấp phụ, người ta sử dụng phương trình:

$$\tau = \frac{a_0^*}{\omega\overline{C}_0}\left\{H - \frac{v}{k_y}\left[\frac{1}{P}\ln\left(\frac{\overline{C}_0}{\overline{C}} - 1\right) + \ln\frac{\overline{C}_0}{\overline{C}} - 1\right]\right\} \quad (8.20)$$

Trong đó: $P = \overline{C}_0/\overline{C}^*$; $\overline{C}^*$ - hàm lượng của cấu tử trong lưu chất khí cân bằng với một nửa lượng chất bị hấp phụ cực đại bởi chất hấp phụ đã cho tức là cân bằng với $a\infty/2$, kg/m^3

c) Đối với khu vực thứ ba của đường hấp phụ đẳng nhiệt:

$$\tau = \frac{a_0^*}{v\overline{C}_0}\left[H - \frac{v}{k_y}\ln\left(\frac{\overline{C}_0}{\overline{C}} - 1\right)\right] \quad (8.21)$$

10. Một đặc tính động học rất quan trọng của quá trình hấp phụ là độ cao h_0 của khu vực truyền khối (độ cao của lớp làm việc) được tính toán dựa trên các đường cong thích ứng theo phương trình:

$$h_0 = H\frac{\tau_s - \tau_b}{\tau_s - (1 - f)(\tau_s - \tau_b)} \quad (8.22)$$

Trong đó:

H - Chiều cao lớp hấp phụ, m;

τ_s - Thời gian đạt đến độ bão hòa cân bằng, s;

τ_b - Thời gian hấp phụ tương ứng với nồng độ ra cực tiểu, s;

f - Khả năng hấp phụ cân bằng không hiệu quả của chất hấp phụ trong điều kiện động lực học ở khu vực truyền khối (đối với chất hấp phụ xốp mịn $f \approx 0,5$).

11. Quá trình hấp phụ liên tục được thực hiện trong thiết bị hấp phụ với chất hấp phụ chuyển động từ trên xuống, trong khi đó hỗn hợp khí đi theo chiều từ dưới lên (ngược chiều). Bằng cách tính toán người ta xác định tốc độ chuyển động cực tiểu của chất hấp phụ (tốc độ tương ứng với mức độ sử dụng dung tích hấp phụ cân bằng của chất hấp phụ trong điều kiện động lực học là 0,95 - 0,98 và đạt yêu cầu về làm sạch hoặc sấy khô lưu chất hơi khí) và độ cao hoạt động H_0 của lớp hấp phụ trong thiết bị hấp phụ liên tục.

Tốc độ u của lớp hấp phụ được tính theo công thức:

$$u = \frac{1}{K} = \frac{(\overline{C}_0 - \overline{C}_b)\omega}{a_0^*} \quad (8.23)$$

Trong đó:

v - Tốc độ của lưu chất khí tương ứng tiết diện ngang toàn phần của thiết bị;

K - Hệ số hiệu quả của lớp hấp phụ;

$\overline{C}_0$ - Nồng độ ban đầu của chất bị hấp phụ trong hỗn hợp hơi khí;

$\overline{C}_b$ - Nồng độ ra không đổi của chất bị hấp phụ trong hỗn hợp hơi khí sau khi đi xuyên qua lớp hấp phụ.

Trong quá trình sấy khô hoặc làm sạch các lưu chất khí, $\overline{C}_b$ biến đổi từ 0,025 đến 0,008% tùy thuộc đại lượng $\overline{C}_0$ (khi đó $\overline{C}_0$ biến đổi từ 20,0 đến 10,0 g/m^3). Do đó đối với trường hợp đã cho thì đại lượng nồng độ ra không đổi trong phương trình (8-23) có thể bỏ qua.

Chiều cao làm việc của lớp hấp phụ trong thiết bị hấp phụ liên tục được tính theo công thức:

$$H_0 = \gamma h_0 \quad (8.24)$$

Trong đó: γ - hệ số đặc trưng cho tỉ số giữa khối lượng của lớp hấp phụ được xếp chặt chẽ với khối lượng riêng của lớp hấp phụ không xếp chặt (trung bình $\gamma = 1,4$).

h_0 - Độ cao của lớp hấp phụ đứng yên.

12. Chiều cao lớp hấp phụ có thể tính theo phương pháp tổng quát thông qua số đơn vị truyền khối:

$$H = \frac{Q_g}{Sk_y}\int_{\overline{C}_1}^{\overline{C}_0}\frac{d\overline{C}}{\overline{C}-\overline{C}^*} = h_y m \tag{8.25}$$

Trong đó:

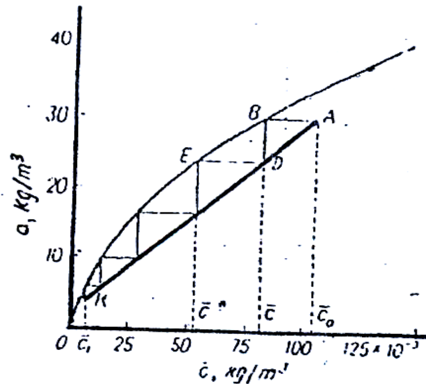
V_g - Lưu lượng hỗn hợp hơi khí; m^3/s

S - Bề mặt tiết diện ngang của lớp hấp phụ; m^2

k_y - Hệ số truyền khối, $m.s^{-1}$

$\overline{C}_0, \overline{C}_1$ - Nồng độ hỗn hợp hơi khí vào và ra khỏi thiết bị hấp phụ; g/m^3

$\overline{C}^*$ - Nồng độ cân bằng của chất bị hấp phụ trong hỗn hợp hơi khí theo trường hợp đẳng nhiệt, g/m^3



Hình 8.1. Xác định số bậc biến đổi nồng độ

Hiệu số nồng độ $\overline{C} - \overline{C}^*$ biểu thị động lực của quá trình. Để làm ví dụ cho hiệu số này ta có thể xem đoạn DE trên hình 8-1, trong đó hoành độ của điểm D là $\overline{C}$, và của điểm E là $\overline{C}^*$. Tỷ số $Q_g/(Sk_y)$ biểu thị độ cao lớp hấp phụ tương ứng một đơn vị truyền khối và ký hiệu h_y, còn tích phân $\int_{\overline{C}_1}^{\overline{C}_0}\frac{d\overline{C}}{\overline{C}-\overline{C}^*}$ là tổng số đơn vị truyền khối và ký hiệu m. Để xác định H ta cần phải tìm giá trị của tích phân $\int_{\overline{C}_1}^{\overline{C}_0}\frac{d\overline{C}}{\overline{C}-\overline{C}^*}$.

Tính toán theo phương pháp đồ thị.

Khi biết các trị số của $\overline{C}_0$, a_{do} và $\overline{C}_1$, a_{d1} ta vẽ hai điểm này trên biểu đồ đường hấp phụ đẳng nhiệt, và nối chúng lại thành đường thẳng, ta có đường làm việc AK. Sau đó trong tọa độ $\overline{C} - \dfrac{1}{\overline{C} - \overline{C}^*}$ ta vẽ đường cong (giống như các bài toán ở chương 5 và 6).

Để thay thế việc tính tích phân $\displaystyle\int_{\overline{C}_1}^{\overline{C}_0} \frac{d\overline{C}}{\overline{C} - \overline{C}^*}$ bằng cách trên, ta có thể dùng phương pháp đồ thị đơn giản hơn nhiều. Bắt đầu từ điểm A (hình 8-1) trên đường làm việc (điểm vào thiết bị hấp phụ của hỗn hợp khí) ta vẽ giữa đường cong cân bằng và đường thẳng những bậc biến đổi nồng độ cho đến điểm K (điểm ra khỏi thiết bị hấp phụ của hỗn hợp khí).

Số đơn vị truyền khối tương ứng với một bậc được ký hiệu m_0. Nếu như số bậc là n và tất cả các bậc đồng nhất như nhau thì $m = m_0 \cdot n$ và chiều cao lớp hấp phụ là

$$H = h_y \cdot m = h_y \cdot m_0 \cdot n \tag{8.26}$$

Trường hợp như trên chỉ có thể xảy ra trên các đoạn thẳng của đường đẳng nhiệt. Dạng phương trình tổng quát để tính chiều cao lớp hấp phụ là:

$$H = h_y(m_0^I + m_0^{II} + \dots + m_0^n) = h_y \sum_1^n m_o^i \ . \tag{8.27}$$

Số đơn vị truyền khối m_0 được tính riêng cho từng bậc biến đổi nồng độ theo công thức:

$$m_0 = \frac{\overline{C}_V - \overline{C}_r}{\dfrac{(C_V - C_V^*) + (C_r - C_r^*)}{2}} = \frac{2(\overline{C}_v - \overline{C}_r)}{\overline{C}_v - \overline{C}_r^*} \tag{8.28}$$

Trong đó:

$\overline{C}_v$ - Nồng độ hỗn hợp khí đi vào bậc, thí dụ hoành độ điểm A.

$\overline{C}_r$ - Nồng độ hơi khi đi ra khỏi bậc, thí dụ hoành độ điểm D.

$\overline{C}_v^*$ - Nồng độ cân bằng, thí dụ hoành độ điểm B, như vậy $\overline{C}_r = \overline{C}_v^*$

$\overline{C}_r^*$ - Nồng độ cân bằng, thí dụ hoành độ điểm E.

Trên các đoạn thẳng của đường đẳng nhiệt ta cũng có thể xác định chiều cao lớp hấp phụ theo công thức sau:

$$H = \frac{G}{Sk_y \Delta\overline{C}_{tb}} \tag{8.29}$$

Trong đó:

G - Lượng chất bị hấp phụ trong một đơn vị thời gian.

$\Delta\overline{C}_{tb}$ - động lực trung bình của hấp phụ, có thể tính trung bình logarit.

$$\Delta\overline{C}_{tb} = \frac{\Delta\overline{C}_0 - \Delta\overline{C}_1}{\ln\dfrac{\Delta\overline{C}_0}{\Delta\overline{C}_1}} \tag{8.30}$$

Trong đó:

$\Delta\overline{C}_0$ - Động lực trung bình lớn hơn ở một điểm cuối của lớp hấp phụ $(\overline{C}_0 - \overline{C}_0^*)$.

$\Delta\overline{C}_1$ - Động lực trung bình nhỏ hơn ở điểm cuối khác của lớp hấp phụ $(\overline{C}_1 - \overline{C}_1^*)$.

CÁC THÍ DỤ

Thí dụ 8.1: Xác định lượng than hoạt tính cần thiết, chiều cao lớp hấp phụ và đường kính của thiết bị hấp phụ gián đoạn dùng để hấp phụ hơi xăng hỗn hợp với không khí. Lưu lượng của hỗn hợp hơi khí là 3450 m^3/h. Nồng độ đầu của xăng là $C_0 = 0{,}02\ \frac{kg}{m^3}$. Tốc độ của hỗn hợp hơi khí là $v = 0{,}23$ m/s tính theo tiết diện ngang toàn phần của thiết bị, hoạt tính động lực học của than đối với xăng là 7% (khối lượng), hoạt tính còn lại sau khi nhả là 0,8% (khối lượng), khối lượng riêng của lớp than xốp là $\rho_b = 500\,kg/m^3$. Thời gian nhả, sấy và làm nguội chất hấp phụ là 1,45 giờ.

Giải:

Lượng chất hấp phụ cần thiết để hút xăng trong 1,45 h là:

$$G = \frac{3450 \,.\, 1{,}45 \,.\, 0{,}02}{0{,}07 - 0{,}008} = 1612\ kg$$

Tốc độ đã cho 0,23 m/s của hỗn hợp hơi khí và lưu lượng là 3450 m^3/h thì đường kính thiết bị hấp thụ bằng:

$$D = \sqrt{\frac{3450}{3600 \,.\, 0{,}785 \,.\, 0{,}23}} = 2{,}3\ m$$

Chiều cao lớp hấp phụ là:

$$H = \frac{1612}{500 \,.\, 0{,}785 \,.\, 2{,}3^2} \approx 0{,}8\ m$$

Thí dụ 8.2: Theo số liệu thực nghiệm, thời gian hấp phụ hơi chloropicrin ($\overline{C}_0 = 6{,}6\ g/m^3$) bằng lớp than hoạt tính có chiều cao $H = 0{,}05$ m và bề mặt tiết diện ngang $S = 0{,}01\ m^2$ với tốc độ thể tích của lưu chất $Q = 0{,}03\,m^3/ph$ là $\tau = 336$ phút. Dựa vào đường đẳng nhiệt của chloropicrin, xác định được hoạt tính của than là $a_0^* = 222\,kg/m^3$. Đường kính của hạt than $d_g = 1{,}5\,mm$. Hãy xác định:

a) Hệ số hiệu quả K của lớp than;

b) Thời gian mất τ_0 của lớp hấp phụ có hiệu quả;

c) Các đại lượng đặc tính động lực học B_1 và B_2.

Giải:

Theo công thức (8-16):

$$K = \frac{a_0^*}{v\overline{C}_0}$$

Các đại lượng a_0^* và $\overline{C}_0$ đã cho, còn tốc độ thẳng của hơi được tính theo tốc độ thể tích của lưu lượng và tiết diện ngang của thiết bị hấp phụ:

$$v = Q/S = 0,03/0,01 = 3 \text{ m/ph}$$

Sau khi thay thế ta được:

$$K = \frac{222}{3\,.\,0,0066} = 11.200\,\text{ph/m} \approx 187\,\text{h/m}$$

Thời gian mất của hấp phụ hiệu quả được xác định theo phương trình (8-15):

$$\tau_0 = Kh - \tau = 11.200\,.\,0,05 - 336 = 224 \text{ ph}$$

Các hệ số động lực học B_1 và B_2 được xác định theo công thức (8-17) và (8-18):

$$B_1 = K\,v = 11200\,.\,3 = 33600$$

$$B_2 = \frac{\tau_0\sqrt{v}}{d_g} = \frac{224\sqrt{3}}{0,0015} = 259.000$$

Thí dụ 8.3: Trong các điều kiện của thí dụ trên nếu tốc độ của lưu lượng hỗn hợp hơi khí là v = 6 m/ph thì hãy xác định:

a/ Hệ số hiệu quả của lớp hấp phụ.

b/ Thời gian mất của lớp hấp phụ hiệu quả.

c/ Thời gian hấp phụ đối với lớp than có chiều cao H' = 0,1 m.

Giải:

Vì hệ số B_1 là đại lượng không đổi, nên:

$$K' = \frac{Kv}{v'} = \frac{33.600}{6} = 5.600\,\text{ph/m}$$

Từ công thức tính hệ số B_2 ta được.

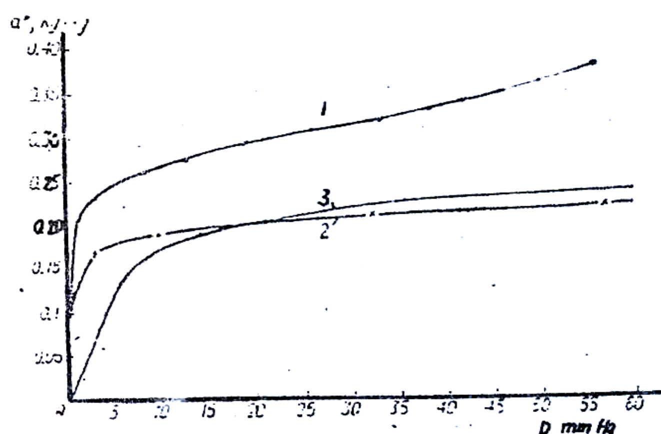
$$\tau'_0 = \frac{B_2 d_g}{\sqrt{v}} = \frac{259.000\,.\,0,0015}{\sqrt{6}} \approx 159\,\text{ph}$$

Thời gian hấp phụ được xác định theo phương trình Shilov:

$$\tau' = K'H' - \tau'_0 = 5600\,.\,0,1 - 159 = 401 \text{ ph}$$

Thí dụ 8.4: Một thiết bị hấp phụ làm việc gián đoạn với mỗi chu kỳ là 2000 m^3 hỗn hợp khí có nồng độ diêtyl ête $C_0 = 0,006\ \frac{kg}{m^3}$. Nhiệt độ của quá trình là 20°C, áp suất khí quyển, tốc độ của hỗn hợp hơi không khí là v = 13 m/ph, nồng độ hỗn hợp sau khi ra khỏi

thiết bị hấp phụ là $\overline{C} = 3 . 10^{-3}$ kg / m^3. Chất hấp phụ là than hoạt tính với đường kính hạt d_g = 0,004 m và khối lượng riêng xốp là 500 kg / m^3. Chiều cao lớp than H = 0,7 m. Dựa vào đường đẳng nhiệt của benzen ở 20°C với cùng một loại than hoạt tính như thế ta thiết lập đường hấp phụ đẳng nhiệt của diêtyl ête từ không khí ở 20°C. Hãy sử dụng đường đẳng nhiệt này để xác định lượng than hoạt tính cần thiết cho một mẻ, đường kính thiết bị hấp phụ và thời gian hấp phụ đến khi no.



Hình 8.2 Đườnghấp phụ đẳng nhiệt ở 20°C
1. Ben zen; 2 dietyl ête; 3. rượu êtylic (70% +dietyl ête (70%)

Giải:

Chúng ta tính tung độ và hoành độ các điểm trên đường đẳng nhiệt của diêtyl ête bằng công thức (8-4) và (8-6):

$$a_2^* = a_1^* \frac{V_1}{V_2}$$

$$\lg p_2 = \lg p_{s,2} - \beta \frac{T_1}{T_2} \lg \frac{p_{b,1}}{p_1}$$

Trong đó:

a_1, a_2 - Nồng độ của benzen và ête bị hấp phụ, $\frac{kg}{kg}$;

V_1, V_2 - Thể tích mol benzen và ête ở dạng lỏng, m^3 / kmol;

p_1, p_2 - Áp suất riêng phần của hơi benzen và ête, mmHg;

$p_{s,1}$ và $p_{s,2}$ - Áp suất hơi bão hòa của hơi benzen và ête ở 20°C, mmHg;

T_1, T_2 - Nhiệt độ của benzen và ête khi hấp phụ (trong trường hợp đã cho ở đây thì $T_1 = T_2$ = 293°K);

β - Hệ số ái lực (hệ số aphin).

Thể tích mol của benzen và êty là:

$$V_1 = M_1 / \rho_1 = 78 / 879 = 0{,}0887 m^3 / Kmol$$

$$V_2 = M_2 / \rho_2 = 74 / 714 = 0{,}1036 m^3 / Kmol.$$

Hệ số ái lực (hệ số aphin):

$$\beta = V_2 / V_1 = 0{,}1036 / 0{,}0887 = 1{,}17$$

Chúng ta lấy được một số điểm trên đường đẳng nhiệt của benzen (Hình 8-2).

Điểm thứ nhất là $a_1^* = 0{,}262$ kg/kg và $p_1 = 8$ mmHg. Chúng ta tính tọa độ của điểm tương ứng trên đường thẳng nhiệt của diêtyl ête:

$$a_1^* = 0{,}262/78, \text{ kmol/kg}$$

$$a_2^* = a_1^* \frac{V_1}{V_2} = \frac{0{,}262}{78} \cdot \frac{0{,}0887}{0{,}1036} = 0{,}00287 \text{ kmol/kg}$$

$$= 0{,}00287 \cdot 74 \text{ kg/kg} = 0{,}212 \text{ kg/kg}$$

$$\log p_2 = \lg 442 - 1{,}17 \frac{293}{293} \lg \frac{75}{8} = 1{,}50822$$

$$p_2 = 32{,}2 \text{ mmHg}$$

Bằng cách tính toán như thế chúng ta xác định được tung độ và hoành độ của các điểm khác và các số liệu thu nhận được đưa vào bảng 8-4.

Bảng 8-4

Đường dẳng nhiệt của benzen		Đường dẳng nhiệt của diêtyl ête 333	
a_1^*, kg/kg	p_1, mmHg	a_2^*, kg/kg	p_2, mmHg
0,103	0,105	0,0837	0,0202
0,122	0,223	0,0992	0,0501
0 208	1	0,169	2,82
0,233	3	0,190	10,1
0,262	8	0,212	32,2
0,276	13	0,224	56,9
0,294	19	0,24	88,2
0,318	33	0,258	169,2
0,338	42	0,273	224,5
0,359	50	0,292	275,0

Dựa vào các điểm tìm được, ta thiết lập đường đẳng nhiệt của diêtyl ête ở 20°C (Đường cong 2 trên hình 8-2).

Từ đường đẳng nhiệt ta tìm được hoạt tính tĩnh học của than đối với diêtyl ête ở nồng độ của hỗn hợp hơi không khí $\overline{C}_0 = 0{,}006 \text{ kg/m}^3$ Trước tiên ta cần phải tính toán áp suất

riêng phần tương ứng với $\overline{C}_0$ bằng công thức (8-1)

$$p_0 = \overline{C}_0RT = 0{,}006 \,.\, \frac{848}{74} \,.\, 293 \,.\, \frac{760}{10330} = 1{,}4 \text{ mmHg}$$

Dựa vào biểu đồ, hoành độ $p_0 = 1{,}4$ mmHg cho ta tung độ $a_0^* = 0{,}132$ kg/kg.

Lượng than hoạt tính cần thiết cho một mẻ là:

$$G_1 = \frac{2000 \,.\, 0{,}006}{0{,}132} = 91 \text{ kg hoặc } \frac{91}{500} = 0{,}182 \, m^3$$

Đường kính thiết bị hấp phụ được tính theo công thức $\frac{\pi D_d^2}{4} H = 0{,}182 \, m^3$ vậy thì:

$$D_d = \sqrt{\frac{0{,}182 \,.\, 4}{\pi H}} = \sqrt{\frac{0{,}182 \,.\, 4}{3{,}14 \,.\, 0{,}7}} = 0{,}69 \, m$$

Vì điểm đẳng nhiệt tương ứng với nồng độ đầu của hỗn hợp hơi - không khí $\overline{C}_0 = 0{,}006$ kg/m^3 nằm trong khu vực thứ nhất (đường thẳng) do đó thời gian của quá trình được tính theo công thức (8-19):

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\frac{G}{v}} \,.\, \sqrt{H} - b\sqrt{\frac{G}{k_y}}$$

Trong đó:

$G = a_0^* / \overline{a}_0 = (0{,}132 \,.\, 500) / 0{,}006 = 11000$;

v = 13 m/ph = tốc độ dòng khí;

H = 0,7 m = chiều cao lớp than;

b - Hệ số được xác định theo bảng 8-3 (đối với $\overline{C} / \overline{C}_0 = 0{,}00003/0{,}006 = 0{,}005$ thì trị số $b = 1{,}84$);

k_y - Hệ số truyền khối xác định theo công thức (8-13), sau khi biến đổi được dạng sau:

$$k_y = 1{,}6 \frac{Dv^{0.54}}{\nu^{0.54} \,.\, d_g^{1.46}}$$

Ta xác định hệ số độ nhớt động học của không khí. Từ phụ lục 4 ta tìm được $\mu = 0{,}018 \,.\, 10^{-3}$ Pa.s, do đó:

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} = \frac{0{,}018 \,.\, 10^{-3}}{1{,}2} = 0{,}15 \,.\, 10^{-4} \, m^2/s$$

Vậy thì:

$$\nu^{0.54} = (0{,}15 \,.\, 10^{-4})^{0.54} = 0{,}248 \,.\, 10^{-3} \, m^2/s$$

Đường kính hạt than là $d_g = 0.004$m.

Như vậy: $d_g^{1.46} = 0.004^{1.46} = (0{,}40 \,.\, 10^{-2})^{1.46} = 0{,}3154 \,.\, 10^{-3}$ m

Tốc độ v = 13 m/ph = 13/60 = 0,217 m/s

Vậy:

$$\left(\frac{v}{60}\right)^{0,54} = \left(\frac{13}{60}\right)^{0,54} = 0,438$$

Hệ số khuếch tán ở 0°C của hệ diêtyl ête không khí là D_0 = 0,028 m^2/h = 0,0778. 10^{-4} m^2/s.

Hệ số khuếch tán ở nhiệt độ 20°C được tính theo công thức:

$$D = D_0\frac{p_0}{p}\left(\frac{T}{T_0}\right)^{3/2} = 0,0778.10^{-4}.\frac{1}{1}\left(\frac{293}{273}\right)^{3/2} = 0,0778.10^{-4}.1,11$$

$$= 0,0864\ \ 10^{-4}\ m^2/s$$

Sau khi thay thế ta được hệ số truyền khối thể tích.

$$k_y = \frac{1,6.0,0864.10^{-4}.0,438}{0,284.10^{-2}.0,3154.10^{-3}} = 7,75\ m/s$$

Ta xác định thời gian của quá trình:

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\frac{11000}{0,217}}.\sqrt{0,7} - 1,84\sqrt{\frac{11000}{7,75}} = 188,1 - 69,4 = 118,7$$

$$\tau = 118,7^2 = 14090s = 234,9ph = 3,9h$$

Ta xác định lượng hỗn hợp hơi không khí đi qua thiết bị hấp phụ trong khoảng thời gian đó:

$$V = \frac{\pi D_d^2}{4}v\tau = \frac{3,14.0,69^2}{4}.13.234,9 = 1142\ m^2$$

Theo các điều kiện của thí dụ, mỗi mẻ hấp phụ cần phải có 2000 m^3 đi vào thiết bị. Vậy đường kính thiết bị hấp phụ được tính như sau:

$$D_d = \sqrt{\frac{2000.4}{\pi v\tau}} = \sqrt{\frac{2000.4}{3,14.13.234,9}} = 0,83\ m$$

Cũng cần phải tăng lượng than hoạt tính cho mỗi mẻ là:

$$\frac{\pi D_d^2}{4}.H.500 = 0,785.0,83^2.500.0,7 = 190\ kg$$

Thí dụ 8.5: Hãy sử dụng đường đẳng nhiệt hấp phụ hỗn hợp hơi rượu êtylic và diêtyl ête (đường cong 3 trên hình 8-2) để xác định thời gian hấp phụ hỗn hợp này bằng lớp than hoạt tính có chiều cao H = 1,0 m. Nồng độ ban đầu của hỗn hợp $\overline{C}_0$ = 0,072 kg/m^3 nồng độ trung bình khi ra khỏi thiết bị hấp phụ là $\overline{C}$ = 0,0001 kg/m^3 tốc độ của hỗn hợp hơi khí tương ứng với tiết diện ngang của thiết bị hấp phụ là v = 12 m/ph, đường kính hạt than

hoạt tính d_g = 0,004 m, khối lượng riêng của than xốp là $\rho_b = 500\,kg/m^3$, nhiệt độ hấp phụ 20°C, áp suất khí quyển.

Giải:

- Theo đường đẳng nhiệt hấp phụ (hình 8-2) ta xác định được a_0^* tương ứng nồng độ $\overline{C}_0 = 0{,}072\,kg/m^3$. Phân tử khối của hỗn hợp M_h = 0,3 . 46 + 0,7 . 74 = 65,6 kg/kmol

Áp suất tương ứng với $\overline{C}_0$:

$$p_0 = \overline{C}_0RT = 0{,}072 . \frac{848}{65{,}5}293\frac{760}{10330} = 20\,mmHg$$

Theo đường đẳng nhiệt $a_0^* = 0{,}20$ kg/kg = 0,20 . 500 = 100 kg/m^3

Điểm này nằm ở khu vực thứ ba của đường nhiệt, do đó thời gian hấp phụ được xác định theo công thức (8-21):

$$\tau = \frac{a_0^*}{v\overline{C}_0}\left[H - \frac{v}{k_y}\ln\left(\frac{\overline{C}_0}{\overline{C}} - 1\right)\right]$$

Để giải công thức này ta chỉ cần phải tính hệ số truyền khối k_y của hỗn hợp.

Hệ số khuếch tán của ête vào không khí ở 0°C:

$$D'_0 = 0{,}028\,m^2/h = 0{,}0778 . 10^{-4}\,m^2/s$$

Hệ số khuếch tán của rượu êtylic vào không khí ở 0°C:

$$D''_0 = 0{,}0367\,m^2/h = 0{,}1019 . 10^{-4}\,m^2/s$$

Ta chọn hệ số khuếch tán nhỏ (của ête) và tính chuyển sang nhiệt độ 20°C.

$$D = D'_0\frac{p_0}{p}\left(\frac{T}{T_0}\right)^{3/2} = 0{,}028\frac{1}{1}\left(\frac{293}{273}\right)^{3/2} = 0{,}0312\,m^2/h = 0{,}0866\,m^2/s$$

Ta tính hệ số độ nhớt động học theo không khí (xem thí dụ trước) $\nu = 0{,}15 . 10^{-4}\,m^2/s$. Ta tính trị số của $\nu^{0,54}$, $v^{0,54}$ và $d_g^{1,46}$.

Sau khi thay thế các đại lượng vừa tìm được ta nhận được hệ số truyền khối:

$$k_y = \frac{1{,}6 . 0{,}0866 . 10^{-4} . 0{,}42}{0{,}248 . 10^{-2} . 0{,}3154 . 10^{3}} = 7{,}4\,m/s$$

Thời gian hấp phụ là:

$$\tau = \frac{100 . 60}{12 . 0{,}072}\left[1{,}0 - \frac{12}{60 . 7{,}4}\left(2{,}3\log\frac{0{,}072}{0{,}0001} - 1\right)\right] = 5900\,s = 1^h, 38^{ph}$$

Thí dụ 8.6: Một thiết bị hấp phụ liên tục có đường kính D = 0,32 m được vận hành với 120 m^3 hỗn hợp hơi khí trong 1 giờ. Than hoạt tính nạp vào khu vực hấp phụ chứa $a_1 = 4\,kg/m^3$ chất bị hấp phụ, khi ra khỏi khu vực hấp phụ hàm lượng chất bị hấp phụ đạt

đến $a_d = 30\,kg/m^3$. Nồng độ của hỗn hợp khí vào thiết bị hấp phụ là $\overline{C}_0 = 0,105\,kg/m^3$ và khi ra khỏi thiết bị hấp phụ là $\overline{C}_1 = 0,0065\,kg/m^3$. Hệ số truyền khối của cấu tử bị hấp phụ trong điều kiện làm việc của thiết bị hấp phụ là $k_y = 5\,m.s^{-1}$. Đường đẳng nhiệt hấp phụ đã biết (hình 8-1). Hãy xác định tốc độ di chuyển và chiều cao lớp than hoạt tính.

Giải:

Tốc độ di chuyển của than được xác định theo công thức (8-23):

$$u = \frac{1}{K} = \frac{\overline{C}_0 v}{a_0^*}$$

Ta xác định tốc độ dài của hỗn hợp hơi khí:

$$v = \frac{V.4}{3600\pi D^2} = \frac{120.4}{3600.3,14.0,32^2} = 0,415\,m/s$$

Sau khi thay thế trị số v tìm được vào công thức (8-23), ta xác định tốc độ di chuyển của than:

$$u = \frac{0,105.0,415}{34} = 0,00128\,m/s$$

Để tính chiều cao lớp than, vẽ đường làm việc trên biểu đồ đẳng nhiệt (hình 8-1) qua tọa độ của điểm đầu A ($\overline{C}_0 = 0,105\,kg/m^3$ và $a_d = 30\,kg/m^3$) và điểm cuối K ($\overline{C}_1 = 0,0065\,kg/m^3$ và $a_1 = 4\,kg/m^3$).

Ta thiết lập các bậc biến đổi nồng độ từ điểm đầu của đường làm việc đến điểm cuối. Ta nhận được 5 bậc. Đối với mỗi bậc biến đổi nồng độ ta xác định số đơn vị truyền khối m_0 theo công thức (8-28):

$$m_0^I = \frac{2(\overline{C}_0 - \overline{C}_1)}{\overline{C}_0 - \overline{C}_2^*} = \frac{2(0,105 - 0,0815)}{0,105 - 0,053} = 0,905$$

$$m_0^{II} = \frac{2(0,0815 - 0,053)}{0,0815 - 0,028} = 1,065$$

$$m_0^{III} = \frac{2(0,053 - 0,028)}{0,053 - 0,0115} = 1,205$$

$$m_0^{IV} = \frac{2(0,028 - 0,0115)}{0,028 - 0,0065} = 1,535$$

$$m_0^{V} = \frac{2(0,0115 - 0,0065)}{0,0115 - 0,004} = 1,335$$

Chiều cao lớp than hoạt tính được xác định theo công thức (8-25) và (8-27):

$$H = \frac{V}{Sk_y}\sum_{I}^{V} m_0^i = \frac{v}{k_y}\sum_{I}^{V} m_0^i$$

$$= \frac{0,415}{5}(0,905 + 1,065 + 1,205 + 1,535 + 1,335) =$$

$$= 0,083 \,.\, 6,045 \approx 0,5 \text{ m}$$

Thí dụ 8.7: Hãy xác định lượng nhiệt thoát ra trong một chu kỳ hấp phụ (τ = 133 ph) khi hấp phụ hơi rượu êtylic bằng than hoạt tính. Đường kính thiết bị hấp phụ là 2 m, chiều cao lớp than H = 1,0 m.

Tốc độ hỗn hợp hơi không khí v = 25 m/ph, nồng độ ban đầu $\overline{C}_0 = 0{,}029\,kg/m^3$, nồng độ của hỗn hợp khi ra khỏi thiết bị hấp phụ $\overline{C}_1 = 0{,}0002\,kg/m^3$. Khối lượng riêng lớp than xốp $\rho_b = 500\,kg/m^3$.

Giải:

- Bề mặt tiết diện ngang của thiết bị là:

$$S = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{3{,}14\,.\,2^2}{4} = 3{,}14\,m^2$$

Trong một chu kỳ hấp phụ, lượng hỗn hợp hơi khí đi qua thiết bị hấp phụ là:

$$V = vS\tau = 25\,.\,3{,}14\,.\,133 = 10400\,m^3$$

Lượng hơi rượu êtylic bị hấp phụ là:

$$G_e = \frac{10400(29 - 0{,}2)}{1000} = 300\text{ kg}$$

hoặc

$$G_2 = 300/46 = 6{,}52\text{ kmol}$$

Lượng than hoạt tính được nạp vào thiết bị hấp phụ là:

$$SH\rho_b = 3{,}14\,.\,1{,}0\,.\,500 = 1570\,kg$$

từ đó rút ra:

$$1570/6{,}52 = 240{,}8\,\frac{\text{kg than}}{\text{kmol rượu}}$$

Ta không thể sử dụng số liệu trong bảng phụ lục 53 bởi vì các số liệu được hình thành từ việc tính toán hấp phụ 1 kmol trên 500 kg than.

Nhiệt hấp phụ có thể tính theo công thức (8.8):

$$q = ma^n$$

Lượng hơi bị hấp phụ a trên 1 kg than là:

$$a = \frac{6{,}52\,.\,22{,}4\,.\,1000}{1570} \approx 9\text{ lít/kg}$$

Các giá trị của m và n được tra từ bảng 8-2:

$$m = 3{,}65\,.\,10^3,\ n = 0{,}928$$

Lượng nhiệt thoát ra trên 1 kg than được xác định theo công thức (8.8):

$$q = 3,65 \,.\, 93^{0,928} = 245 \text{ kJ/kg}$$

Lượng nhiệt chung thoát ra trong một chu kỳ là:

$$q_t = 245 \,.\, 1570 = 385000 \text{ kJ}$$

Lượng nhiệt này dẫn đến việc đun nóng lớp than và thiết bị, thất thoát ra môi trường và chủ yếu là đun nóng hỗn hợp hơi khí. Nếu như ta giả thiết rằng tất cả lượng nhiệt đó chỉ dùng để đun nóng hỗn hợp hơi khí, và nhiệt dung riêng cũng như khối lượng riêng của hỗn hợp đều đồng nhất, với không khí $C = 1,01 \,.\, 10^3$ J/kg.K và $\rho = 1,2 \text{ kg/m}^3$, thì nhiệt độ của hỗn hợp được tăng lên là:

$$\Delta T = \frac{385000 \,.\, 10^3}{10400 \,.\, 1,2 \,.\, 1,01 \,.\, 10^3} = 30,5 \text{ K}$$

Thí dụ 8.8: Hãy xác định độ cao khu vực truyền khối của lớp zéolit đứng yên loại NaA (d_g = 0,002 m) và chiều cao làm việc của thiết bị kiểu tháp dùng để sấy khô $\overline{C}_0 = 0,01 \text{ kg/m}^3$, tốc độ lưu chất hơi không khí tương ứng với tiết diện ngang toàn phần của thiết bị là 0,5 m/s, τ_s = 190 ph, τ_b = 110 ph.

Giải

Độ cao khu vực truyền khối được tính theo công thức (8-22).

$$h_o = H\frac{\tau_s - \tau_b}{\tau_s - (1 - f)(\tau_s - \tau_b)} =$$

$$= 0,26\frac{190 - 110}{190 - (1 - 0,5)(190 - 110)} = \frac{26 \,.\, 80}{150} = 13,8 \text{ cm}$$

Trong đó:

h_o - độ cao khu vực truyền khối, cm.

H - chiều cao lớp hấp phụ, cm.

τ_s - thời gian đạt bão hòa cân bằng của lớp, ph.

τ_b - thời gian hấp phụ khi nồng độ ra khỏi lớp là tối thiểu, ph.

f - phần không khí sử dụng của chất hấp phụ trong khu vực truyền khối.

Chiều cao làm việc của lớp trong thiết bị được tính theo công thức:

$$H_o = \gamma h_o = 1,4 \,.\, 13,8 = 19,3 \text{ cm}$$

trong đó: γ là hệ số đặc trưng cho tỷ số giữa khối lượng riêng của lớp chất hấp phụ được xếp chặt chẽ với khối lượng riêng của lớp không chặt chẽ (γ = 1,4).

BÀI TẬP

8-1 Hãy xác định lượng than hoạt tính, đường kính thiết bị hấp phụ và thời gian hấp phụ một mẻ 100 kg hơi octan tách từ hỗn hợp không khí với các dữ kiện sau: nồng độ ban đầu của hơi octan $\overline{C}_o = 0{,}012\,kg/m^3$; tốc độ v = 20 m/ph; hoạt tính của than theo benzen là 7%, khối lượng riêng của than xốp $\rho_b = 350\,kg/m^3$; chiều cao lớp than trong thiết bị hấp phụ H = 0,8 m.

8-2 Hãy xác định thời gian hấp phụ đến no τ và thời gian mất để hoàn tất hiệu quả hấp phụ τ_o cho quá trình hấp phụ hơi têtraclorua carbon bằng than hoạt tính có chiều cao lớp H = 0,10 m. Tốc độ hỗn hợp khí v = 5 m/ph; đường kính hạt than d_g = 2,75 mm; hệ số động lực học B_1 = 11500 và B_2 = 52945.

8-3 Hãy dựa vào đường đẳng nhiệt hấp phụ của benzen ở 20°C (hình 8-2) để thiết lập đường đẳng nhiệt hấp phụ của hơi rượu êtylic ở 25°C.

8-4 Hãy dựa vào đường đẳng nhiệt hấp phụ của benzen (hình 8-2) để xác định tốc độ và chiều cao lớp than hoạt tính trong quá trình hấp phụ liên tục một hỗn hợp hơi khí có nồng độ đầu $\overline{C}_o = 0{,}11\,kg/m^3$, tốc độ của hỗn hợp lớp đi trong thiết bị là v = 20 m/ph và hệ số truyền khối $k_y = 4\,m.s^{-1}$. Trong quá trình hấp phụ than được bão hòa đến 80% hoạt tính tĩnh học của nó. Sau khi nhả, hoạt tính còn lại của than là 14,5% hoạt tính tĩnh học ban đầu. Hỗn hợp hơi khí cần phải được tẩy sạch đến nồng độ không vượt quá $\overline{C}_1 = 0{,}01\,kg/m^3$.

8-5 Một thiết bị hấp phụ thẳng đứng có đường kính 3 m với các ống thép đường kính 0,35 m, được vận hành với 170 m^3/ph hỗn hợp hơi khí có nồng độ $\overline{C}_o = 0{,}02\,kg/m^3$ hơi rượu êtylic. Nồng độ rượu êtylic trong khí ra là $\overline{C}_1 = 0{,}0002\,kg/m^3$, chiều cao lớp than hoạt tính trong thiết bị hấp phụ là H = 1,5 m, khối lượng riêng than xốp ρ_b = 500 kg/m^3 thời gian hấp phụ một mẻ là 4 h 37 ph. Hãy xác định lượng nhiệt thoát ra trong thiết bị hấp phụ sau mẻ thứ nhất.

8-6 Hãy xác định tốc độ chuyển động tối thiểu của zéolit loại NaA trong thiết bị kiểu tháp để sấy khô không khí với các dữ kiện sau: $\overline{C}_o = 0{,}01\,kg/m^3$, $C_b = 2{,}94 \cdot 10^{-6}$ kg/m^3, d_g = 0,002 m, a_o^* = 170 kg/m^3. Tốc độ pha khí tương ứng tiết diện ngang toàn phần của thiết bị là 0,5 m/s.

ĐÁP SỐ

8-1 1430 kg; 2,55 m; 1 h 22 ph

8-2 τ = 225 ph; τ_o = 65 ph

8-4 v = 0,08 m/s; H = 0,4 m

8-5 q = 228 kJ/kg than; $Q = 1{,}21 \cdot 10^6$ kJ

8-6 $2{,}94 \cdot 10^{-5}$ m/s

CHƯƠNG 9

SẤY

NHỮNG QUAN HỆ CĂN BẢN VÀ CÁC CÔNG THỨC TÍNH TOÁN

1- Độ ẩm của vật liệu được biểu diễn bằng phần trăm (%) theo khối lượng vật liệu ẩm ($\overline{x}$) hoặc theo khối lượng vật liệu khô ($\overline{X}$). Các đại lượng $\overline{x}$ và $\overline{X}$ liên hệ với nhau như sau:

$$\overline{X} = \frac{100\overline{x}}{100 - \overline{x}}; \qquad \overline{x} = \frac{100\overline{X}}{100 + \overline{X}}; \tag{9.1}$$

2- Trong quá trình sấy, độ ẩm ($\overline{x}$) của vật liệu thay đổi từ $\overline{x}_d$ đến $\overline{x}_c$ thì lượng ẩm (W) tách ra từ vật liệu sẽ là.

$$W = G_d \frac{\overline{x}_d - \overline{x}_c}{100 - \overline{x}_c} = G_c \frac{\overline{x}_d - \overline{x}_c}{100 - \overline{x}_d} \tag{9.2}$$

$G_d, \overline{x}_d$ - khối lượng và độ ẩm của vật liệu vào thiết bị sấy;

$G_c, \overline{x}_c$ - khối lượng và độ ẩm của vật liệu ra khỏi thiết bị sấy;

Tương tự có thể tính lượng ẩm tách ra (W) theo $\overline{X}_d$ và $\overline{X}_c$ bởi mối quan hệ:

$$W = G_k \frac{\overline{X}_d - \overline{X}_c}{100} \tag{9.3}$$

G_k - năng suất thiết bị theo vật liệu khô tuyệt đối.

3- Hàm lượng ẩm trong tác nhân sấy (tính bằng kg hơi ẩm trên kg tác nhân khí)

$$\overline{Y} = \frac{M_A}{M_k} \frac{P_A}{P - P_A} \tag{9.4}$$

M_A, M_k - khối lượng mol của hơi ẩm và tác nhân khí;

P - áp suất chung của tác nhân sấy;

p_A - áp suất riêng phần của hơi ẩm trong tác nhân.

Nếu tác nhân sấy là không khí ẩm thì hàm lượng hơi nước $\overline{Y}$ được tính:

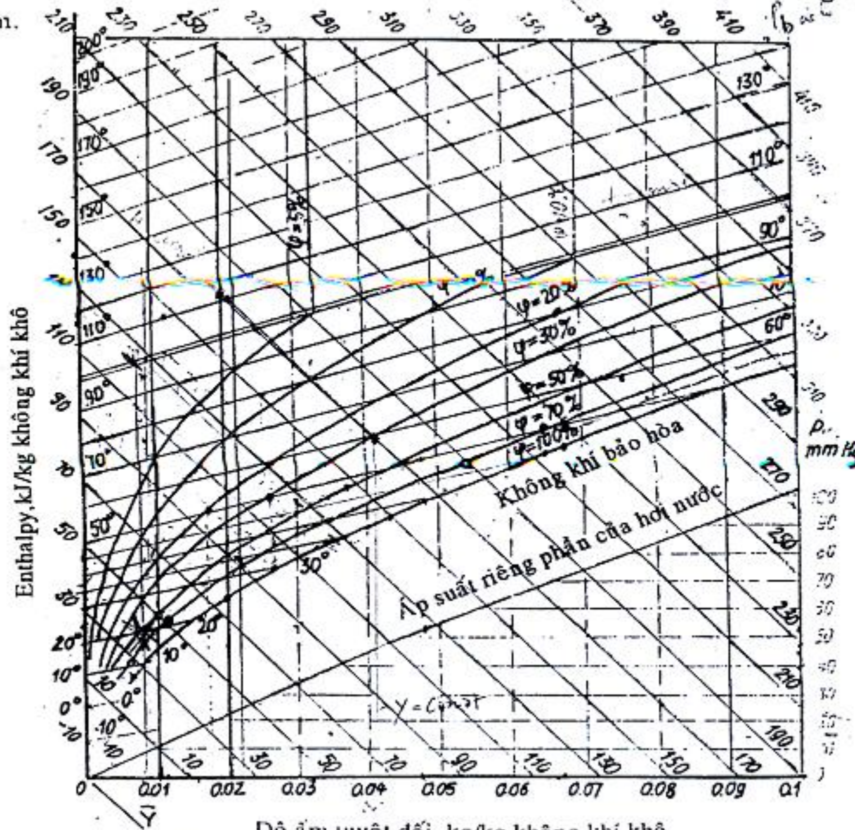
$$\overline{Y} = 0,622\frac{\varphi P_A}{P - \varphi P_A} \tag{9.5}$$

với

$$\varphi = \frac{P_A}{P_A}, \frac{M_A}{M_k} = 0,622 \tag{9.6}$$

P_A - áp suất riêng phần của hơi nước trong không khí (ở nhiệt độ bầu khô).

P_A - áp suất hơi nước bão hòa cũng ở nhiệt độ đó (bảng 38 và 56). Xem giản đồ không khí ẩm.



Hình 9.1. Giản đồ Ramdin đối với không khí ẩm

4- Hàm nhiệt của không khí ẩm H (kJ/kg không khí khô):

$$H = (C_k + C_A\overline{Y})t + r_o\overline{Y} = (1,01 + 1,97\overline{Y})t + 2493\overline{Y} \tag{9.7}$$

Trong đó:

$C_k = 1,01\ KJ/kg^{\circ}K$ - nhiệt dung riêng trung bình của không khí khô (khi áp suất không đổi);

$C_A = 1,97\ kJ/kg\ ^{\circ}K$ - nhiệt dung riêng trung bình của hơi nước;

$\overline{Y}$ - hàm ẩm của không khí (kg/kg);

r_o = 2493 kJ/kg - ẩn nhiệt bay hơi của nước ở °C

5- Quan hệ giữa các thông số của không khí ẩm $\overline{Y}$, t, φ, H dễ dàng được xác định trên giản đồ Ramdin (H.9.1). Nhờ giản đồ này, các bài toán về tĩnh học sấy đối lưu được giải một cách nhanh chóng.

6- Khối lượng riêng của không khí ẩm ρ_k (kg/m^3) ở áp suất P và nhiệt độ T (°K) được xác định theo phương trình:

$$\rho_{kA} = \rho_k + \rho_A \tag{9.8}$$

Trong đó khối lượng riêng của không khí khô ρ_k được tính:

$$\rho_k = \frac{M_k T_o (P - \varphi P_A)}{22{,}4 T P^o} \tag{9.9}$$

và khối lượng riêng của hơi nước ρ_A:

$$\rho_A = \frac{M_A T_o \varphi P_A}{22{,}4 T P^o} \tag{9.10}$$

P^o - áp suất khí quyển (0,1013 MPa hoặc 1 atm)

Từ các biểu thức (9-8) (9-10) nhận được:

$$\rho_{kA} = \frac{M_A T_o P}{22{,}4 T P_t^o}\left[1 - \left(1 - \frac{M_A}{M_k}\right)\frac{\varphi p P_A}{P_t}\right] =$$

$$= 1{,}293 \cdot \frac{273P}{T \cdot 101300} \cdot \left(1 - 0{,}378\frac{\varphi P_A}{P_t}\right) = \frac{3{,}48 \cdot 10^{-3}}{T}(1 - 0{,}378\varphi\, P_A) \tag{9.11}$$

7- Thể tích của không khí ẩm v_H (m^3/kg) được tính theo công thức:

$$v_H = \frac{R_o T}{P - \varphi P_A} \tag{9.12}$$

R_o - Hằng số khí của không khí = 287 (J/kg°K);

T - nhiệt độ của không khí, °K;

P - áp suất chung của hỗn hợp không khí ẩm, Pa

$p_A = \varphi P_A$ áp suất riêng phần của hơi nước, Pa

8- Lượng không khí khô đi vào thiết bị sấy G (kg/s):

$$G = Wg \tag{9.13}$$

W - năng suất thiết bị sấy theo lượng ẩm bay hơi, kg/s;

$g = \dfrac{1}{\overline{Y}_2 - \overline{Y}_o}$ (9.14) - lượng không khí khô cần để tách 1 kg hơi nước, kg/kg;

$\overline{Y}_o, \overline{Y}_2$ - hàm ẩm đầu và cuối của tác nhân không khí ẩm.

9- Khi tiến hành sấy đối lưu theo phương án thông dụng thì lượng nhiệt caloriphe phải cung cấp Q được tính:

$$Q = G_k(H_1 - H_o) \tag{9.15}$$

H_1, H_o - Hàm nhiệt của không khí vào và ra caloriphe, kJ/kgkkk

Từ phương trình cân bằng nhiệt của thiết bị sấy rút ra:

$$Q = G_k(H_2 - H_o) + \sum Q \tag{9.16}$$

H_2 - hàm nhiệt của không khí ra khỏi thiết bị sấy; J/kg

$\sum Q$ - tổng nhiệt tiêu hao để đốt nóng vật liệu, đốt nóng phương tiện vận chuyển vật liệu, và tổn thất ra môi trường xung quanh.

Phần nhiệt $G_k(H_2 - H_o)$ dùng để bốc hơi ẩm, đốt nóng không khí và hơi nước (ẩm). So với giá trị $G_k(H_2 - H_o)$ thì phần nhiệt $\sum Q$ không đáng kể, cho nên nhận được phương trình sấy lý thuyết:

$$Q_T = G_k(H_2 - H_o) \tag{9.17}$$

10- Lượng nhiệt tiêu hao riêng q (tính theo J/kg ẩm hay hơi) trong thiết bị sấy thực:

$$q = \frac{Q}{W} = \frac{H_1 - H_o}{\overline{Y}_2 - \overline{Y}_o} = g_k(H_1 - H_o) \tag{9.18}$$

Trong thiết bị sấy lý thuyết có cùng trạng thái ra của không khí thì lượng nhiệt tiêu hao riêng:

$$q_T = \frac{H_2 - H_o}{\overline{Y}_2 - \overline{Y}_o} \tag{9.19}$$

Sự chênh lệch nhiệt lượng đối với thiết bị sấy thực và thiết bị sấy lý thuyết là:

$$q - q_T = \frac{H_1 - H_2}{\overline{Y} \quad \overline{Y}_o} = \Delta \tag{9.20}$$

Trong thiết bị sấy không có bổ sung nhiệt, giá trị Δ được tính:

$$\Delta = \frac{\sum Q}{W} = q_K + q_T + q_{tt} - c\theta_H \tag{9.21}$$

Trong đó:

$$q_K = \frac{L_2}{W}C_K(\theta_d - \theta_c)) \ (*);$$

$$q_T = \frac{G_{T_P}}{W}C_p(\theta_K - \theta_H);$$

$$q_{tt} = \frac{Q_{tt}}{W};$$

C_K, C_{T_p}, C - nhiệt dung riêng của vật liệu sau sấy, của bộ phận vận chuyển và của nước, J / kg°K;

θ_d, θ_c - nhiệt độ của vật liệu vào và ra thiết bị sấy °C;

11- Hiệu suất nhiệt của thiết bị sấy.

$$\eta = r / q \tag{9.22}$$

r - ẩn nhiệt hóa hơi nước được xác định theo nhiệt độ của vật liệu sấy (tương ứng với nhiệt độ bầu ướt); J/Kg;

12- Áp suất riêng phần của hơi nước trong không khí chuyển động trong thiết bị sấy được tính:

$$p_A = P_A - A(t - t_M)\Pi \tag{9.23}$$

Trong đó:

P_A - Áp suất hơi bão hòa tại nhiệt độ bầu ướt;

t - t_M - Hiệu nhiệt độ của bầu khô và bầu ướt của không khí sấy;

P - Áp suất môi trường trong thiết bị sấy;

A - Hệ số phụ thuộc vào nhiều yếu tố, trong đó vai trò căn bản là tốc độ của không khí v (m/s), khi v > 0,5 m/s.

$$A = 0{,}00001\left(65 + \frac{6{,}75}{\omega}\right) \tag{9.24}$$

Việc xác định gần đúng giá trị độ ẩm tương đối của không khí tiến hành trên giản đồ $H-\overline{Y}$ của Ramdin (xem thí dụ 9.12 H.9.1).

13- Tốc độ bay hơi nước từ bề mặt ẩm của vật liệu. (trong giai đoạn sấy đẳng tốc) G ($kg/m^2.h$) có thể tính theo phương trình:

$$G = 0{,}04075v^{0,8}\Delta p \tag{9.25}$$

Trong đó:

v - tốc độ không khí trên bề mặt vật liệu, m/s;

$\Delta p = P_A - p_A$ - hiệu áp suất của hơi nước trong lớp giới hạn, mm Hg;

P_A - áp suất, hơi nước bão hòa trên bề mặt vật liệu ẩm, mmHg;

p_A - áp suất riêng phần của hơi nước trong không khí, mmHg;

Giá trị P_A tra theo bảng hoặc giản đồ của hơi nước ở nhiệt độ bầu ướt, còn P_A tính theo công thức (9.23) hoặc theo giản đồ Ramdin (H.9.1)

14- Thời gian sấy trong điều kiện không đổi của không khí có thể được tính theo phương trình gần đúng:

a) Trong giai đoạn sấy đẳng tốc.

$$\tau_1 = \frac{1}{N_c}(\overline{X}_1 - \overline{X}_c) \tag{9.26}$$

b) Trong giai đoạn giảm tốc.

$$\tau_2 = \frac{\overline{X}_c - \overline{X}^*}{N_c} 2,3 \lg \frac{\overline{X}_c - \overline{X}^*}{\overline{X}_2 - \overline{X}^*} \quad (9.27)$$

Trong đó:

N_c - tốc độ sấy đẳng tốc, $\frac{\text{kg ẩm}}{\text{kg (chất khô) . S}}$

$\overline{X}_1$, $\overline{X}_c$, $\overline{X}_2$, $\overline{X}^*$ - Hàm ẩm đầu, tới hạn, cuối, cân bằng của vật liệu

Thời gian sấy chung:

$$\tau = \tau_1 + \tau_2$$

Do sự tiếp xúc không đều giữa tác nhân sấy với vật liệu, nên trong thiết bị sấy tạo thành các vùng "chết" và một số nguyên nhân khác nên trong công thức lý thuyết (9.26), (9.27) cần bổ sung thêm hệ số hiệu chỉnh (1,5 ÷ 2). Nếu bỏ qua độ ẩm cân bằng, thì phương trình thời gian sấy có dạng:

$$\tau = \frac{\overline{X}_1 - \overline{X}_c}{N_c} + \frac{\overline{X}_c}{N_c} 2,3 \lg \frac{\overline{X}_c}{\overline{X}_2} \quad (9.28)$$

15- Động lực quá trình sấy (giai đoạn đẳng tốc) có thể biểu diễn bởi các cách sau đây:

a) Như hiệu nhiệt độ của không khí (tác nhân) và bề mặt vật liệu ẩm. Nhiệt độ bề mặt vật liệu lấy bằng nhiệt độ bầu ướt $t_ư$.

$$\chi = t - t_ư \quad (9.29)$$

Đại lượng χ còn được gọi là thế sấy.

b) Như độ chênh lệch hàm ẩm của không khí bão hòa $\overline{Y}_S$ (trong lớp giới hạn) và hàm ẩm chưa bão hòa (ở tâm của dòng tác nhân):

$$\Delta\overline{Y} = \overline{Y}_S - \overline{Y} \quad (9.30)$$

Động lực trung bình được xác định theo phương trình:

$$\overline{Y}_{tb} = \frac{\overline{Y}_1 - \overline{Y}_2}{2,3 \lg \frac{\overline{Y}_1}{\overline{Y}_2}} \quad (9.31)$$

$$\Delta\overline{Y}_{tb} = \frac{\Delta\overline{Y}_1 - \Delta\overline{Y}_2}{2,3 \lg \frac{\Delta\overline{Y}_1}{\Delta\overline{Y}_2}} \quad (9.32)$$

Trong đó $\chi_1 = t_1 - t$, $\chi_2 = t_2 - t_ư$

$$\Delta\overline{Y}_1 = \overline{Y}_S - \overline{Y}_1, \; \Delta\overline{Y}_2 = \overline{Y}_C - \overline{Y}_2$$

Cách biểu diễn nhiệt độ và hàm ẩm - xem ví dụ 9-14 (H.9.8).

16- Tốc độ sấy đẳng tốc N_c có thể được xác định bằng thực nghiệm hoặc thông qua

hệ số truyền khối.

Vì lượng ẩm bay hơi được tính (kg/s):

$$W = kF\Delta\overline{Y}_{tb} \tag{9.33}$$

nên:

$$N_c = \frac{W}{L_k} = \frac{kF\Delta\overline{Y}_{tb}}{L_k} = kf\Delta\overline{Y}_{tb} \tag{9.34}$$

k - Hệ số truyền khối trong pha khí, $\frac{kg}{(m^2 . s . kg / kg)}$

F - Diện tích bề mặt bay hơi, m^2;

$\Delta\overline{Y}_{tb}$ - Động lực trung bình, $\frac{\text{kg hơi}}{\text{kg không khí khô}}$;

$f = \frac{F}{G_o}$ - Bề mặt bay hơi riêng của vật liệu (cho 1 kg chất khô) m^2/kg;

L_k - Khối lượng chất khô của vật liệu, kg.

17- Hệ số truyền khối k có thể được xác định từ phương trình chuẩn số:

$$Sh = ARe_m^n(Sc)^{0,33} . Gu^{0,135} \tag{9.35}$$

Trong đó $Sh = \frac{k}{D}$, $Re_m = \frac{vl}{\gamma}$, $Sc = \frac{\gamma}{D}$, - Kích thước xác định trong chuẩn số Sh, Re_m là chiều dài l của bề mặt bay hơi theo phương chuyển động của tác nhân chuẩn số Gu-khơ-man, $Gu = \frac{T - T_ư}{T}$, T, $T_ư$ nhiệt độ bầu khô và nhiệt độ bầu ướt, °K.

Đại lượng A và n trong phương trình (9-35) phụ thuộc vào chuẩn số Re_m (bảng 9-1).

Bảng 9-1

Re_m	A	n
1 - 200	0,9	0,5
200 - 6000	0,87	0,54
6000 - 70000	0,347	0,65

Cần lưu ý rằng khi sấy với cường độ mạnh thì giá trị của hệ số truyền khối k có thể cao hơn giá trị tính được từ phương trình (9-35).

18- Thời gian sấy và kích thước của thiết bị sấy ngược chiều trong điều kiện thay đổi (không khí và vật liệu) có thể được xác định theo phương trình (9-36) - (9-38). Đối với giai đoạn đẳng tốc trong thiết bị ngược chiều cần phải tạo diện tích bề mặt vật liệu (m^2) bằng:

$$F_1 = \frac{G_k}{k} \ln \frac{\overline{Y}_S - \overline{Y}_1}{\overline{Y}_S - Y_2} \qquad (9.36)$$

Trong giai đoạn giảm tốc cần tăng diện tích bề mặt vật liệu lên:

$$F_2 = \frac{G_k \overline{X}_c}{k} \int_{Y_o}^{\overline{Y}_1} \frac{d\overline{Y}}{(\overline{Y}_S - \overline{Y})\left[\overline{X} - \frac{G}{v_k}(\overline{Y}_1 - \overline{Y}_o)\right]} \qquad (9.37)$$

Lấy tích phân (9-37) nhận được:

$$F_2 = \frac{\overline{X}_c}{k} \frac{v_k}{\overline{Y}_S + \frac{\overline{X}_c v_k}{G_k} - \overline{Y}_1} \ln \frac{(\overline{Y}_S - \overline{Y}_o)\frac{\overline{X}_c v_k}{G_k}}{(\overline{Y}_S - \overline{Y}_1) + \frac{\overline{X}_c v_k}{G_k} - \overline{Y}_1} \qquad (9.38)$$

Trong thiết bị cần tăng tổng diện tích bề mặt vật liệu là:

$$F = F_1 + F_2$$

Trong các phương trình (9-36) - (9-38) :

G_k - Lượng không khí khô qua thiết bị sấy, kg/h;

v_k - Lượng vật liệu qua thiết bị sấy (tính cho vật liệu khô), m^3/h;

k - Hệ số truyền khối xác định bằng thực nghiệm, kg/m^2h.kg/kg;

$\overline{X} = X' - \overline{X}_C$ - Lượng ẩm cần tách trong giai đoạn giảm tốc, (kg ẩm/m^3 vật liệu khô);

$\overline{X}_C$ - Lượng ẩm chứa trong vật liệu tại điểm tới hạn, kg/m^3 vật liệu khô;

$\overline{Y}_o$ - Hàm ẩm không khí vào vùng 2 của thiết bị sấy ngược chiều (xem H.9-13), kg/kg;

$\overline{Y}_1$ - Hàm ẩm không khí ra khỏi vùng 2 của thiết bị sấy và đi vào vùng 1 của thiết bị sấy kg/kg;

$\overline{Y}_2$ - Hàm ẩm không khí ra khỏi thiết bị sấy, kg/kg;

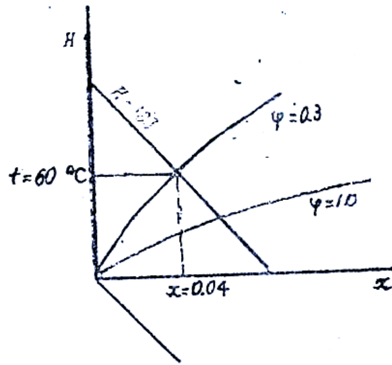
$\overline{Y}_S$ - Hàm ẩm của không khí bão hòa, kg/kg.

CÁC THÍ DỤ

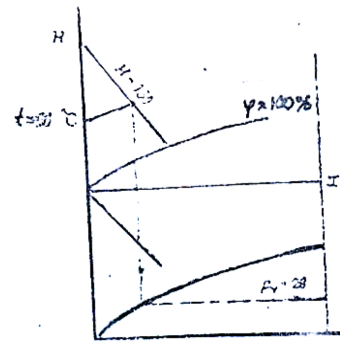
Thí dụ 9.1: Theo giản đồ Ramdin (H.9.1) hãy xác định hàm nhiệt và hàm ẩm của không khí ở 60°C và độ ẩm $\varphi = 0,3$.

Giải:

Trên giản đồ H-$\overline{Y}$ của Ramdin, theo đường đẳng nhiệt với t = 60 C tìm giao điểm với đường φ = 0,3 (điểm A) đường enthalpy qua A cho ta H = 163 kJ/kg (xem H.9.2) Cũng từ A kẻ đường vuông góc với trục $\overline{Y}$, xác định được $\overline{Y}$ = 0,04 kg/kg không khí khô.



Hình 9.2 (cho thí dụ 9.1)



Hình 9.3 (cho thí dụ 9.2)

Thí dụ 9.2: Xác định áp suất riêng phần của hơi nước trong hỗn hợp không khí ẩm ở 80°C và enthalpy H = 150 kJ/kg.

Giải:

Theo giản đồ H-$\overline{Y}$ của Ramdin (H.9.1) tìm giao điểm của đường đẳng nhiệt t = 80°C và hàm nhiệt H = 150 kJ/kg. Từ giao điểm kẻ đường thẳng góc với trục $\overline{Y}$ và kéo dài xuống phía dưới gặp đường áp suất riêng phần của hơi nước; từ điểm này chiếu thẳng qua trục tung bên phải tìm được giá trị áp suất riêng phần của hơi nước trong không khí ẩm.

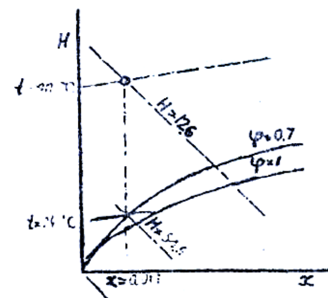
t = 80°C, H = 150 km/kg, p_A = 28 mmHg

Cách thức tiến hành xem trên H. 9.2

Thí dụ 9.3: Không khí có nhiệt độ t = 24°C và độ ẩm φ = 0,7 được đốt nóng trong caloriphe đến nhiệt độ 90°C. Hãy tìm hàm nhiệt H và hàm ẩm của không khí khi ra khỏi caloriphe.

Giải:

Theo điều kiện ban đầu t = 24°C và φ = 0,7 trên giản đồ H-$\overline{Y}$ tìm được điểm A (H. 9.4). Điểm A tương ứng với trạng thái không khí có $\overline{Y}$ = 0,013 kg/kg và H = 54,5 kJ/kg. Không khí đi qua caloriphe được đốt nóng, trạng thái của không khí được xác định bởi điểm B, là giao điểm của đường đẳng nhiệt t = 90°C và đường $\overline{Y}$ = 0,013 kg/kg (sự biến đổi với $\overline{Y}$ = const). Điểm B tương ứng H = 126 kJ/kg.



Hình 9.4 (cho thí dụ 9.3)

Thí dụ 9.4: Bằng giải tích hãy tìm giá trị hàm ẩm Y và hàm nhiệt H của không khí ở 30°C và $\varphi = 0,75$; xem áp suất khí quyển $P = 9,81 . 10^4$ Pa (1 kg/cm²)

Giải:

Hàm ẩm $\overline{Y}$ của không khí được tính theo công thức (9.5):

$$\overline{Y} = 0,622\frac{\varphi P_A}{P - \varphi P_A}$$

Từ điều kiện t = 30°C tìm được $P_A = 4248$ Pa (bảng phụ lục 56) và đặt các giá trị vào công thức tính được:

$$\overline{Y} = 0,622\frac{0,75 . 4248}{9,81 . 10^4 - 0,75 . 4248} = 0,021 \text{ kg/kg}$$

Hàm nhiệt của không khí tính theo công thức (9-7):

$H = (1,01 + 1,97\overline{Y})t + 2493\overline{Y} = (1,01 + 1,97 . 0,021)\ 30 + 2493 . 0,021 = 83$ kJ/kg

Thí dụ 9.5: Theo các số liệu của ví dụ trên hãy xác định thể tích riêng của không khí ẩm, tính cho 1 kg không khí khô tức là cho $(1 + \overline{Y})$ kg hỗn hợp không khí ẩm.

Giải: Thể tích riêng của không khí ẩm tính theo công thức (9.12):

$$v = \frac{RT}{P - \varphi P_A} = \frac{287 . 303}{9 . 81 . 10^4 - 0,75 . 4248} = 0,92 \text{ m}^3 / \text{kg không khí khô}$$

Thí dụ 9.6: Không khí ở 60°C có áp suất tuyệt đối P = 380 mmHg và độ ẩm $\varphi = 0,4$. Hãy tìm áp suất riêng phần của hơi nước, khối lượng riêng và hàm ẩm của không khí đó.

Giải: Từ bảng phụ lục 38 tìm được $P_A = 149,4$ mmHg, và theo phương trình (9-6) áp suất riêng phần của hơi nước:

$$p_A = P_A\varphi = 149,4 . 0,4 = 59,8 \text{ mmHg}$$

Khối lượng riêng của không khí ẩm tính theo phương trình (9.11):

$$\rho = 1,293\frac{T_o P_A}{TP}\left(1 - \frac{0,378\varphi P_A}{P_A}\right) =$$

$$= 1,293\frac{273 . 380}{333 . 760}\left(1 - \frac{0,378 . 59,8}{380}\right) = 0,5 \text{ kg / m}^3$$

Hàm ẩm không khí tính theo phương trình (9-5):

$$\overline{Y} = 0,622\frac{p_A}{P - p_A} = 0,622\frac{59,8}{380 - 59,8} = 0,116 \text{ kg/kg}$$

Thí dụ 9.7: Hãy xác định độ ẩm của không khí, nếu hàm ẩm của nó $\overline{Y} = 0,07$ kg/kg trong điều kiện t = 150°C. P = 760 mmHg.

Giải:

Dưới áp suất khí quyển, nhiệt độ của hơi nước bão hòa không thể cao hơn 100°C. Vì vậy khi nhiệt độ của hỗn hợp hơi - không khí cao hơn 100°C thì $P_A = P$. Khi đó theo phương trình (9.5):

$$\overline{Y} = 0{,}622\frac{\varphi P_A}{P_A - \varphi P_A} = 0{,}622\frac{\varphi}{1-\varphi}$$

nghĩa là với hàm ẩm $\overline{Y}$ đã cho, độ ẩm φ của không khí là hằng số, không phụ thuộc vào nhiệt độ. Trong trường hợp này ta có:

$$0{,}07 = 0{,}622\frac{\varphi}{1-\varphi}, \text{ từ đó } \varphi \approx 0{,}1 \approx 10\%$$

Thí dụ 9.8: Hãy tính hàm ẩm của không khí khi t = 60°C và φ = 50%, nếu áp suất Barômét P = 765 mmHg. Hãy tìm sai số của phép tính khi xác định $\overline{Y}$ theo giản đồ Ramdin (giản đồ Ramdin xây dựng trên cơ sở áp suất P = 745 mmHg).

Giải:

Theo bảng phụ lục 38 khi t = 60°C thì P_A = 149,4 mmHg. Vậy:

$$\overline{Y} = 0{,}622\frac{\varphi P_A}{P - \varphi P_A} = 0{,}622\frac{0{,}5 \,.\, 149{,}4}{765 - 0{,}5 \,.\, 149{,}4} = 0{,}0672 \text{ kg/kg}$$

Theo giản đồ Ramdin (H. 9.1) khi t = 60°C và φ = 50% tìm được $\overline{Y}$ = 0,0695 kg/kg

Sai số là:

$$\frac{0{,}0695 - 0{,}0762}{0{,}0762}100 = 3{,}4\%$$

Thí dụ 9.9: Hãy xác định lượng không khí khô và nhiệt lượng trong thiết bị sấy lý thuyết để tách 100 kg ẩm/giờ từ vật liệu. Trạng thái ban đầu của không khí t_o = 15°C, φ_o = 0,8; không khí khi ra khỏi thiết - bị sấy có trạng thái t_2 = 44°C, φ_2 = 0,5.

Giải:

Theo giản đồ H-$\overline{Y}$, tìm được $\overline{Y}_o$ = 0,009 kg/kg, $\overline{Y}_2$ = 0,03 kg/kg. Theo phương trình (9-14) xác định lượng tiêu hao riêng của không khí khô:

$$g_k = \frac{1}{\overline{Y}_2 - \overline{Y}_o} = \frac{1}{0{,}03 - 0{,}009} = 47{,}6 \text{ kg/kg ẩm bay hơi}$$

Nhiệt lượng riêng tìm theo phương trình (9.19) theo giá trị entanpi được lấy từ giản đồ Ramdin.

Theo điều kiện của bài toán này H_o = 40 kJ/kg, H_2 = 121,5 kJ/kg. Vậy:

$$g_k = \frac{H_2 - H_o}{\overline{Y}_2 - \overline{Y}_o} = \frac{121{,}5 - 40}{0{,}03 - 0{,}009} = 3880 \text{ kJ/kg ẩm bay hơi}$$

Lượng không khí khô tiêu hao cho thiết bị sấy tính theo phương trình (9-13):

$$G_k = W \,.\, g_k = 100 \,.\, 47{,}6 = 4760 \text{ kg/h}$$

Lượng nhiệt tiêu hao:

$$Q = Wp = 100 \,.\, 3880/3600 = 108, \text{ kW}$$

Thí dụ 9.10: Trạng thái đầu của không khí (t_o = 25°C, φ_o = 0,5) và trạng thái không

khí ra khỏi thiết bị sấy ($t_2 = 50°C, \varphi_2 = 0,8$) Hỗn hợp của 2 trạng thái này được trộn theo tỉ lệ khối lượng (không khí khô) là 1 : 3 rồi đưa qua caloriphe để đốt nóng lên, 80°C. Tìm các thông số trạng thái của hỗn hợp không khí đó trước và sau caloriphe.

Giải:

Theo giản đồ H-$\overline{Y}$ xác định $\overline{Y}_o, H_o$ (theo t_o và φ_o) và $\overline{Y}_2, H_2$ (theo t_2 và φ_2): được $\overline{Y}_o = 0,01$, $H_o = 50$; $\overline{Y}_2 = 0,069$, $H_2 = 228$ kJ/kg. Vậy hàm ẩm $\overline{Y}$ và entanpi của hỗn hợp là:

$$\overline{Y}_{hh} = 0,025 \,.\, 0,01 + 0,75 \,.\, 0,069 = 0,0542 \text{ kg/kg}$$

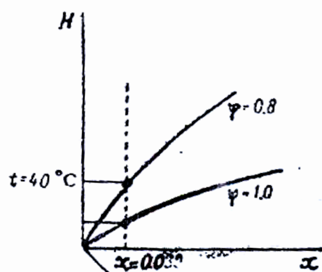
$$H_{hh} = 0,25 \,.\, 50 + 0,75 \,.\, 228 = 183,5 \text{ kJ/kg}$$

Từ giản đồ Ramdin theo $\overline{Y}_{hh} = 0,0542$ và $H_{hh} = 183,5$ kJ/kg tìm được $t_{hh} = 45°C$ và $\varphi_{hh} = 0,85$. Gia nhiệt hỗn hợp không khí trong caloriphe theo điều kiện $\overline{Y}$ = const. Vậy giao điểm của đường $\overline{Y}_{hh} = 0,0542$ = const với đường đẳng nhiệt t = 80°C cho ta trạng thái hỗn hợp sau caloriphe $t_{hh} = 247$; $\varphi_{hh} = 0,018$.

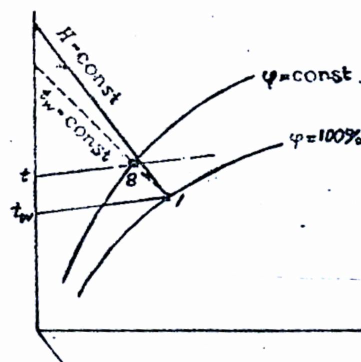
Thí dụ 9.11: Hãy tìm điểm sương của không khí có nhiệt độ t = 40°C và độ ẩm $\varphi = 0,8$.

Giải:

Nhiệt độ điểm sương được xác định như sau: Trên giản đồ H-$\overline{Y}$ theo điều kiện đã cho tìm trạng thái của không khí ẩm. Từ trạng thái này kẻ đường $\overline{Y}$ = const gặp đường $\varphi = 1$ (đường bão hòa). Giao điểm này là điểm sương (H. 9.5). Trong trường hợp này $\overline{Y} = 0,0039$ kg/kg và $t_s = 36°C$.



Hình 9.5 (cho thí dụ 9.11)



Hình 9.6 (cho thí dụ 9.12)

Thí dụ 9.12: Hàn thử biểu chỉ nhiệt độ bầu khô t = 40°C và nhiệt độ bầu ướt $t_ư = 35°C$. Theo giản đồ Ramdin H - $\overline{Y}$ hãy xác định gần đúng độ ẩm của không khí.

Giải:

Theo nhiệt độ bầu ướt $t_ư = 35°C$ tìm giao điểm với đường bão hòa $\varphi = 100\%$ (điểm A, H. 9.6). Từ điểm A theo đường $t_ư$ = const (đường đứt) tìm giao điểm B với đường

$t = 40°C$ và đường φ đi qua B cho ta độ ẩm của không khí.

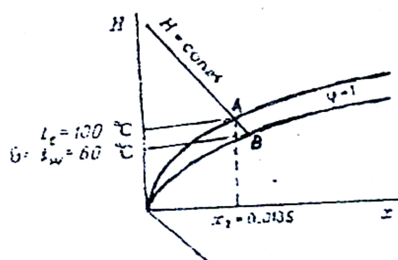
Nếu trên giản đồ H $\bar{Y}$ không có đường $t_ư$ = const thì xác định gần đúng như sau: Từ điểm A theo đường H = const sẽ tìm được giao điểm B' với đường $t = 40°C$ (khi hiệu số t - $t_ư$ không lớn, đường H = const và $t_ư$ = const rất gần nhau, nên sai số không lớn). Trong bài toán này khi $t = 40°C$, $t_ư = 35°C$ với H = const thì điểm B' cho ta $\varphi = 70\%$ = const.

Thí dụ 9.13: Khi ra khỏi thiết bị sấy vật liệu có độ ẩm lớn hơn độ ẩm tới hạn, còn không khí có trạng thái $t_2 = 100°C$, $\bar{Y}_2 = 0,0135$. Hãy tìm nhiệt độ của vật liệu?

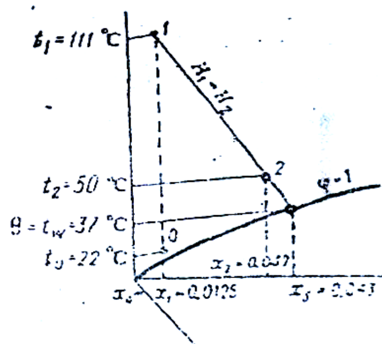
Giải:

Trạng thái của không khí ở cửa ra xác định bởi điểm A (H. 9.7). Nếu độ ẩm vật liệu cao hơn độ ẩm tới hạn, nghĩa là vật liệu được sấy trong giai đoạn đẳng tốc. Vậy nhiệt độ vật liệu bằng nhiệt độ bầu ướt, $\theta = t_ư$. Từ điểm A theo đường H = const gặp đường $\varphi = 1$ (điểm B) và tìm được $t_ư = 60°C$.

Thí dụ 9.14: Không khí có trạng thái ban đầu $t_o = 22°C$, $\varphi_o = 75\%$ và trạng thái ra khỏi thiết bị sấy $t_2 = 50°C$, $\varphi_2 = 0,45$. Hãy xác định động lực trung bình của quá trình đối với thiết bị sấy lý thuyết.



Hình 9.7



Hình 9.8

Giải:

Theo giản đồ H-$\bar{Y}$ tìm được $\bar{Y}_o = \bar{Y}_1 = 0,0125$ kg/kg, $\bar{Y}_2 = 0,037$ kg/kg, $\bar{Y}_b = 0,043$ kg/kg và $t_ư = 37°C$.

Vậy động lực trung bình được tính:

$$\Delta\bar{Y}_{tb} = \frac{\Delta\bar{Y}_1 - \Delta\bar{Y}_2}{2,3\lg\frac{\Delta\bar{Y}_1}{\Delta\bar{Y}_2}} = \frac{(0,043 - 0,0125) - (0,043 - 0,037)}{2,3\lg\frac{0,043 - 0,0125}{0,043 - 0,037}} = 0,0152\,\text{kg/kg}$$

$$\chi_{tb} = \frac{\chi_1 - \chi_2}{2,3\lg\frac{\chi_1}{\chi_2}} = \frac{(111 - 37) - (50 - 37)}{2,3\lg\frac{111 - 37}{50 - 37}} = 35°C$$

Thí dụ 9.15: Không khí ra khỏi thiết bị sấy được đo bằng hàn thử biểu ghi nhận được nhiệt độ bầu khô $t = 85°C$, nhiệt độ bầu ướt $t_ư = 68°C$. Hãy xác định độ ẩm của không khí, nếu cho biết áp suất barômét $P = 750$ mmHg và tốc độ không khí $v = 1$ m/s.

Giải:

Độ ẩm của không khí được tính như sau:

$$\varphi = \frac{p_A}{P_A}$$

Theo bảng phụ lục 56 tìm thấy ở nhiệt độ $t = 85°C$, giá trị $P_A = 0,59 \,.\, 9,81 \,.\, 10^4$ Pa. Áp suất riêng phần của hơi nước được xác định theo công thức (9.23).

$$p_A = P_A - C(t - t_ư)P$$

P_A – Áp suất hơi bão hòa tại $t_ư = 68°C$. Cũng theo bảng phụ lục 56 tìm được $P_A = 0,2912 \,.\, 9,81 \,.\, 10^4$ Pa.

Hệ số C được xác định theo công thức (9.24):

$$C = 0,00001\left(65 + \frac{6,75}{1}\right) = 0,00072$$

Vậy độ ẩm của không khí:

$$\varphi = \frac{0,2912 - 0,00072(85 - 68)\frac{750}{785}}{0,59} = 0,47$$

Thí dụ 9.16: Một thiết bị sấy ngược chiều hoạt động liên tục theo phương án thông thường, với các dữ kiện được cho sau đây:

Năng suất thiết bị sấy theo vật liệu ẩm	$G_đ = 350$ kg
Độ ẩm ban đầu của vật liệu	$\bar{x}_1 = 42\%$
Độ ẩm cuối của vật liệu	$\bar{x}_2 = 11\%$
Nhiệt độ vật liệu vào thiết bị sấy	$\theta_1 = 18°C$
Nhiệt độ vật liệu ra thiết bị sấy	$\theta_2 = 47°C$
Nhiệt dung riêng của vật liệu ($\bar{x}_2 = 11\%$)	$C_2 = 2,35 \,.\, 103$ J / kg°K
Trạng thái không khí	
- Trước Caloriphe	$t_o = 15°C$, $\varphi_o = 70\%$
- Sau thiết bị sấy	$t_2 = 45°C$, $\varphi_2 = 60\%$
Khối lượng băng tải thép vận chuyển	$G_{vc} = 600$ kg
Tổn thất nhiệt ra môi trường xung quanh	$Q_T = 12\%$ của tổng các thành phần nhiệt cân bằng.

Không khí được đốt nóng trong caloriphe hơi nước. Hãy xác định lượng tiêu hao không khí, lượng hơi và áp suất hơi đốt cung cấp cho caloriphe. Cho biết độ ẩm của hơi đốt là 6%.

Giải:

Lượng ẩm bay hơi của vật liệu trong thiết bị sấy:

$$W = G_d \frac{\bar{x}_1 - \bar{x}_2}{100 - x_2} = 350 \frac{42 - 11}{100 - 11} = 122 \text{ kg/h}$$

Theo giản đồ $H-\overline{Y}$ xác định được:

$\overline{Y}_o = \overline{Y}_1 = 0{,}0077$ kg/kg; $H_o = 35$ kJ/kg

$\overline{Y}_2 = 0{,}038$ kg/kg; $H_2 = 145$ kJ/kg

Lượng không khí tiêu hao cần thiết:

$$G_k = \frac{W}{\overline{Y}_2 - \overline{Y}_o} = \frac{122}{0{,}038 - 0{,}0077} = 4030 \text{ kg/h}$$

Lượng nhiệt tiêu hao trong thiết bị sấy lý thuyết:

$$Q_1 = G_k(H_2 - H_o) = \frac{4030(145 \,.\, 10^3 - 35 \,.\, 10^3)}{3600} = 123000 \text{ W}$$

Trong thiết bị sấy thực, lượng nhiệt còn tiêu hao thêm để:

- Đốt nóng vật liệu:

$$G_{vl} \,.\, C_{vl}(\theta_2 - \theta_1) = \frac{(350 - 122) \,.\, 2{,}35 \,.\, 10^3(47 - 18)}{3600} = 4300 \text{ W}$$

- Đốt nóng băng tải vận chuyển:

$$G_{vc} \,.\, C_{vc}(\theta_2 - \theta_1) = \frac{600 \,.\, 0{,}5 \,.\, 10^3(47 - 18)}{3600} = 2420 \text{ W}$$

C_{vc} - Nhiệt dung riêng của thép, $C_{vc} = 0{,}5 \,.\, 10^3$ J / kg°K

Lượng nhiệt do ẩm bay hơi từ vật liệu mang vào không khí:

$$WC_n\theta_1 = \frac{122 \,.\, 18 \,.\, 4{,}19 \,.\, 10^3}{3600} = 2560 \text{ W}$$

Tổng lượng nhiệt mà caloriphe phải cung cấp cho không khí.

$$Q = (123000 + 4300 + 2420 - 2560)\, 1{,}12 = 142500 \text{ W}$$

Như vậy $Q = (H_1 - H_o)G_k = 142500$ W

nên $$H_1 - H_o = \frac{Q}{G_k} = \frac{142500 \,.\, 3600}{4030} = 127{,}5 \,.\, 10^3 \frac{\text{J}}{\text{kg không khí khô}}$$

Từ đó tính được:

$$H_1 = 127{,}5 + H_o = 127{,}5 + 35 = 162{,}5 \text{ kJ / kg K}^3$$

Trên giản đồ $H-\overline{Y}$ với $H_1 = 162{,}5$ kJ/kg tương ứng với nhiệt độ $t_1 \approx 138$°C (nghĩa là nhiệt lượng tiêu hao trong thiết bị sấy thực cao hơn trong sấy lý thuyết 15%).

Chọn độ chênh lệch nhiệt độ giữa hơi đốt và không khí ở cửa ra của caloriphe bằng.

$$\Delta t = t_{hd} - t_1 = 10°C = 10°K$$

Nghĩa là $t_{hd} = 138 + 10 = 148°C$. Theo bảng phụ lục 56 tương ứng với nhiệt độ này, áp suất của hơi đốt $p = 0,461 . 10^6$ Pa.

Lượng hơi đốt cần thiết:

$$G_{hd} = \frac{Q}{r . x'} = \frac{142500}{2122 . 10^3 . 0,94} = 0,0715 \text{ kg/s} = 257 \text{ kg/h}$$

r = 2122, kJ/kg - Nhiệt ngưng tụ riêng của hơi đốt (bảng phụ lục 56)

x' - Hàm lượng hơi trong hơi đốt.

Lượng tiêu hao riêng của hơi đốt:

$$g_{hd} = \frac{G_{hd}}{W} = \frac{257}{122} = 2,1 \frac{\text{kg hơi đốt}}{\text{kg ẩm hay hơi}}$$

Thí dụ 9.17: Trong thiết bị sấy thí nghiệm kiểu ống hơi, tiến hành sấy than bùn. Kết quả được ghi nhận như sau:

Năng suất (lượng than bùn khô tuyệt đối)	$L_k = 11,2$ kg/h
Trạng thái than bùn - hàm ẩm vào	$\overline{X}_1 = 0,57$ kg/kg
- hàm ẩm ra	$\overline{X}_2 = 0,148$ kg/kg
- nhiệt độ vào	$\theta_1 = 20°C$
- nhiệt độ ra	$\theta_2 = 52°C$
Nhiệt dung riêng của than bùn	$C_o = 1,26 . 10^3$ J / kg.°K
Trạng thái không khí	
- trước sấy	$t_o = 22°C$, $\varphi_o = 0,34$
- sau sấy	$t_2 = 82°C$, $\varphi_2 = 0,37$
Áp suất Barômét	P = 773 mmHg
Nhiệt độ hơi đốt	t = 100°C
Diện tích bề mặt đốt nóng của ống	$F = 2,18 m^2$

Hãy xác định hệ số truyền nhiệt trung bình (tính cho hiệu nhiệt độ giữa hơi đốt và vật liệu sấy).

Giải:

Hệ số truyền nhiệt trung bình tính theo phương trình:

$$K = \frac{Q}{F \Delta t_{tb}}$$

Q - Lượng nhiệt tiêu hao được chuyển qua bề mặt đốt nóng;

Δt_{tb} - Độ chênh lệch nhiệt độ trung bình;

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3$$

Q_1 - Lượng nhiệt làm bay hơi ẩm và đốt nóng không khí;

Q_2 - Lượng nhiệt đốt nóng than bùn;

Q_3 - Lượng nhiệt tổn thất ra môi trường xung quanh;

Lượng ẩm bay hơi theo công thức (9.3):

$$W = L_k(\overline{X}_1 - \overline{X}_2) = \frac{11,2(0,57 - 0,148)}{3600} = 0,0013\,kg/s$$

Hàm ẩm của không khí tính theo công thức (9.5):

$$\overline{Y}_o = 0,622\frac{0,34\,.\,0,027}{1,017 - 0,34\,.\,0,027} = 0,0057\,kg/kg$$

$$\overline{Y}_2 = 0,622\frac{0,37\,.\,0,5233}{1,017 - 0,34\,.\,0,5233} = 0,146\,kg/kg$$

Entanpi (hàm nhiệt) của không khí:

$$H_o = (1,01\,.\,10^3 + 1,97\,.10^3\,.\,0,0057)22 + 2493\,.\,10^3\,.\,0,0057 = 36,5\,.\,10^3\ J/kg$$

$$H_2 = (1,01\,.\,10^3 + 1,97\,.10^3\,.\,0,146)82 + 2493\,.\,10^3\,.\,0,146 = 470\,.\,10^3 J/kg$$

Do đó $\quad Q_1 = W\dfrac{H_2 - H_o}{\overline{Y}_2 - \overline{Y}_o} = 0,0013\dfrac{470\,.\,10^3 - 36,5\,.\,10^3}{0,146 - 0,0057} = 4050\ W$

$$Q_2 = G_o(i_2 - i_o)$$

H_o - Entanpi của than bùn vào ống sấy:

$$H_o = (1,26\,.\,10^3\,.\,1 + 4,19\,.\,10^3\,.\,0,57)20 = 73\,.\,10^3\ J/kg$$

H_2 - Entanpi của than bùn ra thiết bị sấy:

$$H_2 = (1,26\,.\,10^3\,.\,1 + 4,19\,.\,10^3\,.\,0,148)52 = 97,8\,.\,10^3\ J/kg$$

$$Q_2 = \frac{11,2(97,8\,.\,10^3 - 73\,.\,10^3)}{3600} = 77\ W$$

Tổn thất nhiệt ra môi trường xung quanh lấy $Q_3 = 10\%\ Q_1$ Tổng nhiệt lượng:

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3 = 4050 + 77 + 405 = 4532\ W$$

Chênh lệch nhiệt độ trung bình trong thiết bị sấy:

$$\Delta t_{tb} = \frac{(100 - 20) + (100 - 52)}{2} = 64°C = 64°K$$

Hệ số truyền nhiệt:

$$K = \frac{Q}{F\,.\,\Delta t_{tb}} = \frac{4532}{2,18\,.\,64} = 32,4\frac{W}{M^2\,.\,°K}$$

Thí dụ 9.18: Trong thiết bị sấy lý thuyết bởi không khí nóng. Quá trình sấy tiến hành theo đường đẳng entanpi H = 115 kJ/kg, không khí thay đổi từ trạng thái đầu $t_o = 20°C$, $\varphi_o = 0,8$ đến trạng thái cuối $t_2 = 40°C$, $\varphi_2 = 0,6$. Hãy xác định hiệu suất của quá trình sấy lý thuyết đó.

Giải:

Dùng giản đồ $H-\overline{Y}$ (h.9.1) xác định các thông số của trạng thái không khí rồi theo công thức (9.19) tính lượng nhiệt tiêu hao riêng q = 3820 kJ/kg ẩm hay hơi. Theo bảng phụ lục 56 với $t_ư = 33°C$ và H = 1156 kJ/kg tìm được nhiệt hóa hơi riêng r = 2420 kJ/kg. Vậy hiệu suất sấy được tính theo công thức (9.22):

$$\eta = \frac{r}{q} = \frac{2420}{3820} = 100 = 63,3\%$$

Thí dụ 9.19: Sơn ở dạng paste được sấy trong thiết bị kiểu phòng có tuần hoàn không khí; phân tích về độ ẩm của các mẫu sấy cho kết quả sau đây (bảng 9.2).

Bảng 9.2

Thời gian sấy τ, h	0	2	2,5	4	5	6	8	10	12	14	16	18	20
Độ ẩm của vật liệu, $\overline{X}$ % trên căn bản vật liệu khô	104	84	79,1	63,9	53,9	43,9	32	21,9	14	8	5	3	1,5

Hãy xác định tốc độ sấy phụ thuộc vào thời gian; theo kết quả nhận được dựng đường cong và tìm độ ẩm tới hạn của vật liệu.

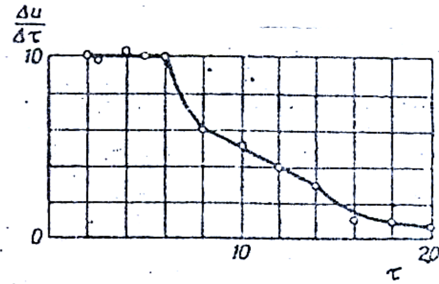
Giải:

Tính tốc độ sấy $\frac{\Delta W}{\Delta \tau}$ theo số liệu của bảng 9.2 và lập bảng 9.3.

Bảng 9.3

Thời gian sấy τ, h	Tốc độ sấy $\frac{\Delta W}{\Delta \tau}$, %/h	Thời gian sấy τ, h	Tốc độ sấy $\frac{\Delta W}{\Delta \tau}$, %/h
2	$\frac{104-84}{2} = 10$	10	$\frac{32-21,9}{2} = 5,05$
2,5	$\frac{84-79,1}{0,5} = 9,8$	12	$\frac{21,9-14}{2} = 3,95$
4	$\frac{79,1-63,9}{1,5} = 10,14$	14	$\frac{14-8}{2} = 3,0$
5	63,9 - 53,9 = 10	16	$\frac{8-5}{2} = 1,5$
6	53,9 - 43,9 = 10	18	$\frac{5-3}{2} = 1,0$
8	$\frac{43,9-32}{2} = 5,95$	20	$\frac{3-1,5}{2} = 0,75$

Dựa theo kết quả bảng 9.3 dựng đồ thị $\frac{\Delta W}{\Delta \tau}$ theo τ (H.9.9). Nhìn vào đồ thị có thể tìm thấy độ ẩm tới hạn của vật liệu $\overline{X}_C$ đạt vào thời điểm sau 6 giờ sấy. Điểm C tương ứng độ ẩm tới hạn $\overline{X}_C$ = 43,9% (tính theo chất khô) hoặc là $\frac{43,9 \, . \, 100}{100 + 43,9}$ = 30,6% (tính cho vật liệu ẩm).



Hình 9.9 (cho thí dụ 9.19)

Thí dụ 9.20: Được biết đặc tính của 1 loại vật liệu ẩm như sau: độ ẩm tới hạn $\overline{X}_C$ = 16%, độ ẩm cân bằng $\overline{X}^*$ = 5%. Vật liệu này đem sấy trong thiết bị sấy công nghiệp từ độ ẩm $\overline{X}_1$ = 33% đến $\overline{X}_2$ = 9% mất 7 giờ. Hãy xác định thời gian sấy vật liệu đó từ độ ẩm $\overline{X}_1$ = 37% đến $\overline{X}_2$ = 7% trong điều kiện như trên (bỏ qua thời gian đốt nóng vật liệu và khởi động thiết bị)

Giải:

Thời gian sấy đẳng tốc theo phương trình (9.26):

$$\tau_1 = \frac{\overline{X}_1 - \overline{X}_C}{N_C} = \frac{0,33 - 0,16}{N_C} = \frac{0,17}{N_C}$$

Thời gian giảm tốc theo phương trình (9.27):

$$\tau_2 = \frac{\overline{X}_C - \overline{X}^*}{N_C} 2,3 \lg \frac{\overline{X}_C - \overline{X}^*}{\overline{X}_2 - \overline{X}^*} = \frac{0,16 - 0,15}{N_C} 2,3 \lg \frac{0,16 - 0,05}{0,09 - 0,05} = \frac{0,111}{N_C}$$

Tổng thời gian sấy:

$$7 \text{ giờ} = \tau_1 + \tau_2 = \frac{0,17}{N_C} + \frac{0,111}{N_C} = \frac{0,281}{N_C}$$

Tốc độ sấy đẳng tốc:

$$N_C = \frac{0,281}{(\tau_1 + \tau_2)} = \frac{0,281 \, . \, 100}{7 \, . \, 3600} = 0,0402 \, . \, kg/m^2.h$$

Nếu vật liệu có $\overline{X}_1$ = 37% và $\overline{X}_2$ = 7% cùng sấy trong điều kiện như trên, thì:

$$\tau'_1 = \frac{\overline{X}_1 - \overline{X}_C}{N_C} = \frac{0,37 - 0,16}{0,0402} = 5,22 \text{ giờ}$$

$$\tau'_2 = \frac{0,16 - 0,05}{0,0402} 2,3 \lg \frac{0,16 - 0,05}{0,07 - 0,05} = 4,66 \text{ giờ}$$

Vậy thời gian sấy cần thiết là:

$$\tau' = \tau'_1 + \tau'_2 = 5,22 + 4,66 = 9,9 \text{ giờ}$$

Thí dụ 9.21: Tinh thể của acide salicylic có hình góc cạnh được đem sấy trong thiết bị sấy khi thổi. Điều kiện sấy được ghi nhận như sau:

Năng suất (vật liệu sấy)	$G_2 = 250$ kg/h
Đường kính tương đương hạt tinh thể	$d_e = 1$ mm
Khối lượng riêng vật liệu	$\rho = 1480\ kg/m^3$
Nhiệt độ tinh thể - vào sấy	$\theta_1 = 15°C$
- sấy xong	$\theta_2 = 40°C$
Nhiệt dung riêng tinh thể	$C_2 = 1{,}16 . 10^3\ J/kg°K$
Độ ẩm của tinh thể - vào sấy	$\overline{X}_1 = 15\%$
- sấy xong	$\overline{X}_2 = 1\%$
Trạng thái của không khí	
Trước caloriphe	$t_o = 15°C$, $\varphi_o = 0{,}7$
sau caloriphe	$t_1 = 90°C$
ra khỏi thiết bị sấy	$t_2 = 50°C$

Hãy xác định thời gian sấy và chiều dài cần thiết của thiết bị.

Giải:

Thời gian sấy có thể xác định từ phương trình cấp nhiệt:

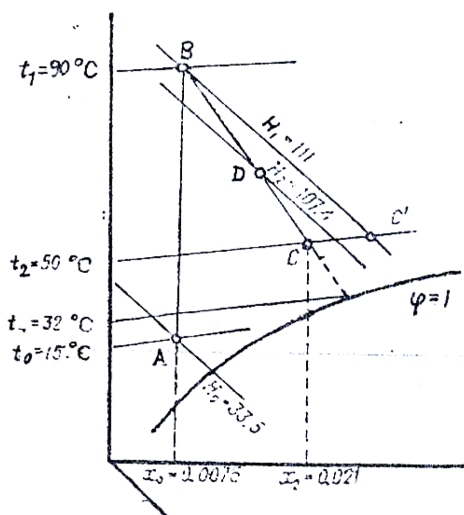
$$\tau = \frac{Q}{\alpha F_e . \Delta t_{tb}}$$

Biểu diễn quá trình sấy trên giản đồ $H-\overline{Y}$ (H.9.10)

Trong sấy lý thuyết, quá trình diễn tiến theo đường BC' với $H_1 = const$ và sự tiêu hao năng lượng riêng bằng:

$$q' = \frac{H_1 - H_o}{\overline{Y}_2 - \overline{Y}_o} = \frac{111 - 33{,}5}{0{,}023 - 0{,}0075} = 5000 \quad kJ/kg$$

ẩm bốc hơi.



Hình 9.10 (cho thí dụ 9.21)

Lượng ẩm cần tách theo (9.3):

$$W = G_k \frac{\overline{X}_1 - \overline{X}_2}{100} = G_2 \left(\frac{100 - \overline{X}_2}{100}\right) \frac{\overline{X}_1 - \overline{X}_2}{100}$$

$$W = 250 . 0{,}99 . (0{,}15 - 0{,}01) = 34{,}6 \ kg/h$$

Nhiệt lượng riêng để đốt nóng vật liệu, q_{vl}:

$$q_{vl} = \frac{G_2C_2(\theta_2 - \theta_1)}{W} = \frac{250 \,.\, 1{,}16 \,.\, 10^3(40 - 15)}{34{,}6} = 209{,}5 \,.\, 10^3 \text{ J/kg ẩm bốc hơi}$$

Sự khác biệt về tiêu hao nhiệt lượng trong sấy lý thuyết và sấy thực:

$$\Delta = q - q = q_{vl} + q_{vc} + c_n\theta_1$$

Trong sấy khí thổi không có bộ phận vận chuyển, $q_{vc} = 0$; còn nhiệt tổn thất ra môi trường xung quanh lấy $q_m = \frac{5{,}5}{100} \,.\, q$;

$$q_m = \frac{5{,}5}{100} \,.\, q' = \frac{5{,}5}{100} \,.\, 5000 = 275 \text{ kJ/kg}$$

Vậy $\Delta = 209{,}5 + 275 - 4{,}19 \,.\, 15 = 421{,}7$ kJ/kg ẩm bốc hơi

Trong thiết bị sấy thực: $H_2 = H_1 - \Delta(\overline{Y} - \overline{Y}_o)$. Để tìm điểm C trạng thái cuối của quá trình sấy, tiến hành như sau:

Cho trước giá trị $\overline{Y}$ bất kỳ $\overline{Y} - \overline{Y}_2$, giả sử $\overline{Y} = 0{,}016$ kg/kg (tại điểm D) và tính H_2.

$$H_2 = H_1\Delta(\overline{Y} - \overline{Y}_o) = 111 - 421{,}7(0{,}016 - 0{,}0075) = 107{,}4 \text{ kJ/kg}$$

Với $\overline{Y} = 0{,}016$ và $H_2 = 107{,}4$ tìm được điểm D trên giản đồ $H-\overline{Y}$. Kẻ đường thẳng qua B-D cắt đường $t_2 = 50°C$ tại điểm C. Như vậy $\overline{Y}_2 = 0{,}021$ kg/kg.

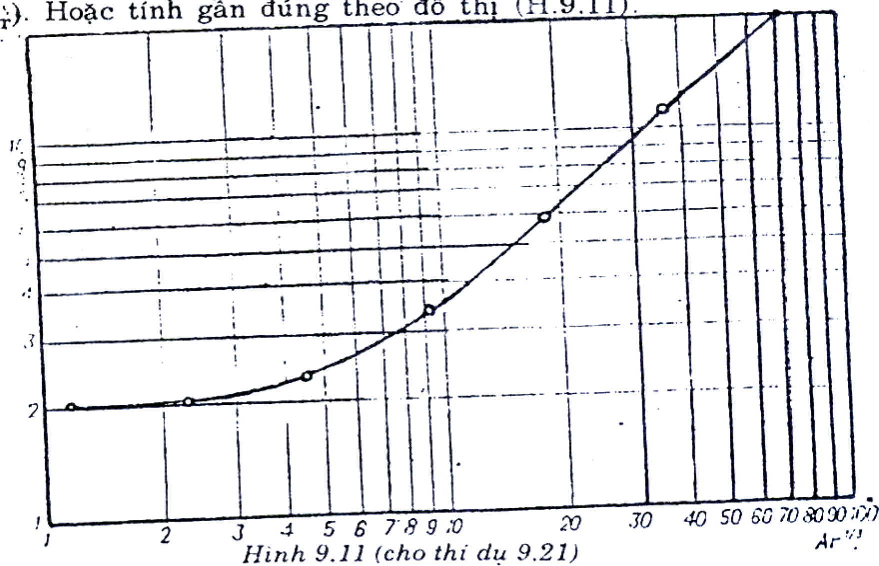
Lượng không khí khô tiêu hao cho sấy:

$$G_k = \frac{W}{\overline{Y}_2 - \overline{Y}_o} = \frac{34{,}6}{0{,}021 - 0{,}0057} = 2560 \text{ kg/h}$$

Lượng nhiệt cần thiết để đốt không khí trong caloriphe:

$$Q = G_k(H_1 - H_o) = \frac{2560(111 \,.\, 10^3 - 33{,}5 \,.\, 10^3)}{3600} = 55200 \text{ W}$$

Hệ số cấp nhiệt từ không khí nóng cho vật liệu, có thể xác định theo phương trình chuẩn số $Nu = f(A_r)$. Hoặc tính gần đúng theo đồ thị (H.9.11).



Hình 9.11 (cho thí dụ 9.21)

Tính chuẩn số Arsimét:

$$Ar = \frac{d_e^3 \rho g}{\rho_K \gamma_K^2}$$

d_e - Đường kính tương đương hạt tinh thể $d_e = 10^{-3}$ m;

$\rho_K = 1,03\,kg/m^3$ không khí

$\gamma_K = 2.10^{-5}\,m^2/s$ không khí

$$A_r = \frac{10^{-9}.1480.9,81}{2^2.10^{-10}.1,03} = 3,52.10^4$$

$$Ar^{1/3} = 32,8$$

Theo giá trị $A_r^{1/3}$ trên đồ thị (H.9.11) tìm được Nu = 10. Chuẩn số $Nu = \frac{\alpha d_e}{\lambda}$.

λ - Hệ số dẫn nhiệt của không khí lấy theo nhiệt độ trung bình:

$$t = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{90 + 50}{2} = 70°C,\ \lambda = 0,0285\frac{W}{m.°K}$$

Vậy hệ số cấp nhiệt:

$$\alpha = \frac{Nu\lambda}{d_e} = \frac{10.0,0285}{0,001} = 285,\quad \frac{W}{m^2.°K}$$

Số lượng hạt tinh thể qua thiết bị sấy trong 1 giây:

$$n = \frac{G_2}{\frac{\pi d_e^3}{6}.\rho.3600} = \frac{6G_2}{\pi d_e^3 \rho 3600}$$

Tổng diện tích bề mặt các hạt tinh thể:

$$F_c = n\pi d_e^2 = \frac{6G_2}{d_e \rho 3600} = \frac{6\ .\ 250}{0001.1480.3600} = 0,281\,m^2/s$$

Độ chênh lệch trung bình của nhiệt độ, có thể tính gần đúng qua giai đoạn đốt nóng).

$$t_1 = 90°C \xrightarrow{\text{không khí}} t_2 = 50°C$$

$$\theta_1 = t_ư = 32°C \xrightarrow{\text{vật liệu}} \theta_2 = 40°C$$

$$\Delta t_e = 58 \qquad \Delta t_n = 10$$

$$\Delta t_{tb} = \frac{58 - 10}{2,3\lg\frac{58}{10}} = 27,3°C = 27,3°K$$

Lượng nhiệt mà vật liệu nhận được từ không khí nóng trong thiết bị sấy, bao gồm: (giả sử tất cả ẩm bay hơi ở nhiệt độ từ $t_ư = 32°C$)

- Đốt nóng vật liệu ẩm:

$$Q_1 = (G_2C_2 + WC_n)(t_ư - \theta_1) = \left(\frac{250}{3600}1,16 + \frac{34,6}{3600}4,19\right)(32 - 15) = 2,05 \text{ KW}$$

- Nhiệt làm bay hơi ẩm:

$$Q_2 = W \cdot r = \frac{34,6}{3600} \cdot 2420 = 23,25 \text{ KW}$$

- Nhiệt đốt nóng vật liệu sấy:

$$Q_3 = G_2C_2(\theta_2 - t_ư) = \frac{250}{3600}1,16(40 - 32) = 0,65 \text{ KW}$$

Vậy $Q = Q_1 + Q_2 + Q_3 = 2,05 + 23,25 + 0,65 = 25,95$ KW

Thời gian sấy:

$$\tau = \frac{Q}{\alpha F_c \Delta t_{tb}} = \frac{25,95 \cdot 10^3}{285 \cdot 0,281 \cdot 27,3} = 11,9 \text{ s}$$

Chiều dài của ống sấy được tính từ biểu thức: $\tau = \dfrac{H}{v - w_o}$

H - Chiều dài (cao) ống sấy, m;

v - Tốc độ không khí m/s;

w_o - Tốc độ lắng (cân bằng) của hạt tinh thể m/s được xác định theo đồ thị (H 2.1)

$$Ly = f(Ar).$$

Với $Ar = 3,52 \cdot 10^4$ thì $Ly = 205$.

$$w_o = \sqrt[3]{\frac{Ly \nu_K \rho g}{\rho_K}} = \sqrt[3]{\frac{205 \cdot 2 \cdot 10^{-5} \cdot 1,48 \cdot 10^3 \cdot 9,81}{1,03}} = 3,86 \text{ m/s}$$

Tốc độ không khí thường chọn $v = (1,1 \div 1,25)\, w_o$, trong trường hợp này chọn $v = 1,2 \cdot 3,86 = 4,64$ m/s. Do đó chiều dài ống sấy:

$$H = \tau(v - w_o) = 11,9(4,64 - 3,86) = 9,28 \text{ m}$$

Trong phần tính toán trên đây, chưa chú ý đến thời gian tăng tốc ban đầu của hạt vật liệu. Trong thực tế thời gian lưu của vật liệu lớn hơn thời gian sấy đã tính. Vì vậy chiều dài ống sấy cần được bổ sung thêm. Chiều dài bổ sung có thể tính theo công thức kinh nghiệm:

$$l_S = v d_e; \; (v = 15 \div 50 \text{ m/s})$$

v - Tốc độ không khí m/s;

d_e đường kính hạt, mm.

$$l_s = 4,64 \cdot 1 = 4,64 \text{ m}$$

Vậy chiều dài cần thiết của ống sấy:

$$L = H + l_s = 9{,}28 + 4{,}64 \approx 14\ m$$

Đường kính ống sấy xác định từ phương trình lưu lượng:

$$D = \sqrt{\frac{V}{0{,}785\,.\,v}}$$

Thể tích không khí $V = \dfrac{2560}{1{,}03\,.\,3600} = 0{,}69\ m^3/s$

$$D = \sqrt{\frac{0{,}69}{0{,}785\,.\,4{,}64}} = 0{,}224\ m$$

Thí dụ 9.22: Để sấy 1 tấn vật liệu từ độ ẩm đầu $\bar{x}_1 = 50\%$ đến độ ẩm cuối $\bar{x}_2 = 6\%$ o vật liệu ướt), tiến hành trong thiết bị sấy lý thuyết. Hãy xác định lượng không khí, ıg nhiệt và thế sấy trong 3 trường hợp sau đây:

a) Sấy xuôi chiều thông thường;

b) Sấy xuôi chiều có bổ sung nhiệt;

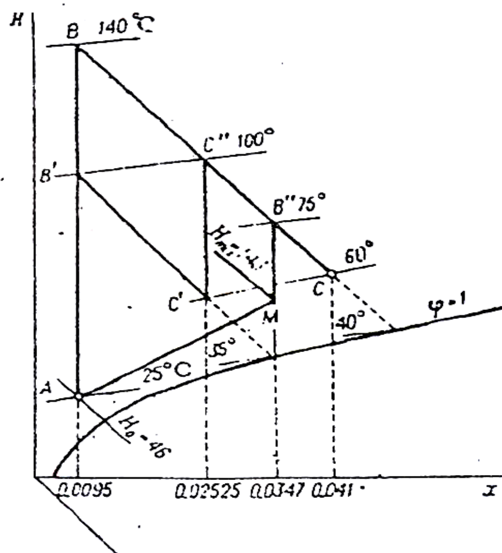
c) Sấy có tuần hoàn 80% khí thải.

Trạng thái không khí $t_o = 25°C$, $\bar{Y}_o = 0{,}0095$ kg/kg, $t_2 = 60°C$, $\bar{Y}_2 = 0{,}041$ kg/kg.

Giải:

Lượng ẩm cần tách:

$$W = G_1\frac{\bar{x}_1 - \bar{x}_2}{100 - \bar{x}_2} = 1000\frac{50 - 6}{100 - 6} = 468\ kg/h$$



Hình 9.12 (cho ví dụ 9.22)

a/ Sấy xuôi chiều thông thường (đường ABC H. 8.12)

Tiêu hao riêng của không khí:

$$g_k = \frac{1}{\overline{Y}_2 - \overline{Y}_o} = \frac{1}{0,041 - 0,0095} = 31,8 \text{ kg/kg}$$

Lượng không khí cần:

$$G = W \cdot g_k = 468 \cdot 31,8 = 14900 \text{ kg/h}$$

Lượng nhiệt tiêu hao:

$$Q = Wg_k(H_2 - H_o) = Wq = \frac{468 \cdot 31,8(167 - 46)}{3600} = 502 \text{ kW}$$

Giá trị entanpi xác định trên giản đồ H-$\overline{Y}$ (H. 9.1) thế sấy (động học trung bình):

$$\chi_{tb} = \frac{(t_1 - t_ư) - (t_2 - t_ư)}{2,3\lg\dfrac{t_1 - t_ư}{t_2 - t_ư}} = \frac{(140 - 40) - (60 - 40)}{2,3\lg\dfrac{140 - 40}{60 - 40}} = 49,8°C$$

b/ Sấy xuôi chiều có bổ sung nhiệt (AB'C'C''C). Trong thiết bị cần 2 caloriphe; không khí qua mỗi caloriphe được đốt nóng đến 100°C.

Trong vùng I của thiết bị sấy (đường AB'C') lượng không khí cần thiết để sấy (chỉ tách được $\frac{1}{2}$W lượng ẩm):

$$G_k = \frac{W}{2(\overline{Y}_2 - \overline{Y}_o)} = \frac{468}{2(0,02525 - 0,0095)} = 14900 \text{ kg/h}$$

Trong vùng II của thiết bị sấy (đường C'C''C) cũng lượng không khí ấy (G_k = 14900 kg/h) được đốt lên đến 100°C.

Lượng nhiệt cần thiết để đốt nóng không khí trong 2 caloriphe:

$$Q = G_k(H'_1 - H_o) + G_k(H_1 - H'_1) = G_k(H_1 - H_o)$$

Vậy: Q = 14900 . (167 - 46) = 502 kW

Thế sấy (động lực trung bình):

$$\chi_{tb_1} = \frac{(100 - 35) - (60 - 35)}{2,3\lg\dfrac{100 - 35}{60 - 35}} = 41,8°C = 41,8°C$$

$$\chi_{tb_2} = \frac{(100 - 40) - (60 - 40)}{2,3\lg\dfrac{100 - 40}{60 - 40}} = 36,5°C$$

$$\chi_{tb} = \frac{\chi_{tb_1} + \chi_{tb_2}}{2} = \frac{41,8 + 36,5}{2} = 39,15°C$$

c/ Sấy có tuần hoàn 80% khí thải (đường AMBC)

Trạng thái hỗn hợp không khí sấy (điểm M):

$$X_m = 0{,}2\overline{Y}_o + 0{,}8\overline{Y}_2 = 0{,}2 \,.\, 0{,}0095 + 0{,}8 \,.\, 0{,}41 = 0{,}0347 \text{ kg/kg}$$

$$H_m = 0{,}2H_o + 0{,}8H_2 = 0{,}2 \,.\, 46 + 0{,}8 \,.\, 167 = 143 \text{ kJ/kg}$$

Lượng hỗn hợp không khí vào thiết bị sấy:

$$G_{k_M} = \frac{W}{\overline{Y}_2 - \overline{Y}_M} = \frac{468}{0{,}041 - 0{,}0347} = 74500 \text{ kg/h}$$

Lượng không khí bổ sung (20%):

$$G_k = 74500\frac{20}{100} = 14900 \text{ kg/h}$$

Lượng nhiệt tiêu hao:

$$Q = W\frac{H_2 - H_m}{\overline{Y}_2 - \overline{Y}_m} = \frac{468}{3600}\frac{(167 - 143)}{(0{,}041 - 0{,}0347)} = 3820 \text{ kJ/kg}$$

Thế sấy (động lực trung bình):

$$\chi_{tb} = \frac{(75 - 40) - (60 - 40)}{2{,}3\lg\dfrac{75 - 40}{60 - 40}} = 26{,}7°C$$

Nhận xét: Trong thiết bị có cùng trạng thái không khí ở điểm đầu và điểm cuối (điểm và C H. 9.12) thì tiêu tốn lượng khí và lượng nhiệt như nhau trong 3 phương án sấy trên

Động lực quá trình sấy bé nhất theo phương án sấy có tuần hoàn khí thải (chế độ sấy dịu). Động lực lớn nhất ở phương án sấy xuôi chiều thông thường.

Thí dụ 9.23: Dùng thiết bị sấy liên tục ngược chiều để sấy một loại vật liệu với năng 2260 kg/kg (theo vật liệu ướt).

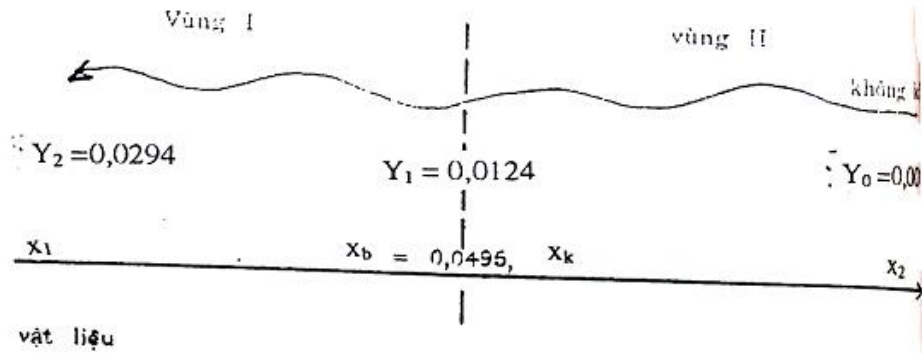
Đặc tính vật liệu: độ ẩm đầu $\overline{x}_1 = 50\%$, độ ẩm cuối $\overline{x}_2 = 3{,}5\%$, độ ẩm tới hạn $\overline{x}_C =$ %, độ ẩm cân bằng $\overline{x}^* = 15\%$ (theo vật liệu ướt).

Trạng thái không khí sấy: $t_o = 20°C$, $\varphi_o = 0{,}5$, $\overline{Y}_o = 0{,}0075$ kg/kg; $t_1 = 140°C$; = 63°C, $\overline{Y}_2 = 0{,}0294$ kg/kg.

Khối lượng riêng chất khô của vật liệu $\rho_o = 640 \text{ kg/m}^3$; Bề mặt riêng của vật liệu f = 615 m^2/kg. Trong giai đoạn sấy đẳng tốc độ sấy là 2,44 kg ẩm/m^2.h khi hàm ẩm không 0,0306 kg/kg. Còn hàm ẩm bão hòa của không khí theo nhiệt độ của vật liệu là $\overline{Y}_b =$ 495 kg/kg. Với các điều kiện như vậy thì hệ số cấp khối được tính:

$$k = \frac{N}{(\overline{Y}_b - \overline{Y})} = \frac{2{,}24}{0{,}0495 - 0{,}0306} = 129\frac{\text{kg ẩm}}{m^2 \,.\, h} \; (\Delta x = 1)$$

Hãy xác định thời gian sấy cần thiết?



Hình 9.13 (cho thí dụ 9.23)

Giải:

Dựa vào giản đồ H-$\overline{Y}$ và theo phương pháp thông thường tính được lượng không khí s
$G_k = 49700$, kg/h.

Quá trình sấy được tiến hành theo sơ đồ (H. 9.13)

Theo phương trình (9.36) tính bề mặt bay hơi của vật liệu (bề mặt này tương ứng gi
đoạn sấy đẳng tốc).

$$F_1 = \frac{G}{k}\ln\frac{\overline{Y}b - \overline{Y}_1}{\overline{Y}_b - \overline{Y}_2} = \frac{49700}{129}2,3\lg\frac{0,0495 - 0,0124}{0,0495 - 0,0294} = 237\ m^2$$

Theo năng suất đã cho thì bề mặt bay hơi tương ứng của vật liệu sẽ là:

$$L_1 \cdot \left(\frac{100 - W_1}{100}\right) \cdot f = 2260 \cdot 0,5 \cdot 0,0615 = 69,5\ m^2/h$$

Thời gian sấy trong vùng I (giai đoạn đẳng tốc):

$$\tau_1 = \frac{237}{69,5} = 3,41\ h = 3\ h\ 25\ ph$$

Thể tích chất khô trong vật liệu:

$$V_o = \frac{L_o}{\rho_o} = \frac{L_1\left(\frac{100 - W_1}{100}\right)}{\rho_o} = \frac{2260 \cdot 0,5}{640} = 1,77\ m^3/h$$

Hàm ẩm tới hạn của vật liệu (theo thể tích vật liệu khô):

$$\overline{X}_c = \frac{20 \cdot 640}{80} = 160\ kg/m^3 \text{ vật liệu khô}$$

Hàm ẩm cân bằng của vật liệu:

$$\overline{X}_c^* = \frac{1,5 \cdot 640}{98,5} = 9,75\ \frac{kg}{m^3 \text{ vật liệu khô}}$$

Lượng ẩm tự do tại điểm tới hạn:

$$\overline{X'}_c = \overline{X}_c - \overline{X}_c^* = 160 - 9,75 = 150,25\,kg/m^3$$

Muốn tách hết lượng ẩm này trong giai đoạn sấy giảm tốc (vùng II trên H 9.13). Theo ương trình (9.38) cần bề mặt bay hơi của vật liệu là:

$$\frac{\overline{X'}_c V_o}{G_k} = \frac{150,25 \,.\, 1,77}{49,700} = 0.0054$$

$$F_2 = \frac{150,25}{129}\,\frac{1,77}{0,0495 + 0,0054 - 0,0124}\ln\frac{(0,0495 - 0,0075)0,0054}{(0,0495 - 0,0124)(0,0075 + 0,0054 - 0,0124)}$$

$$= 120\ m^2$$

Thời gian sấy trong giai đoạn giảm tốc (vùng II) τ_2:

$$\tau_2 = \frac{120}{6,95} = 1,73\,h = 1\ h\ 44\ ph$$

Tổng thời gian sấy:

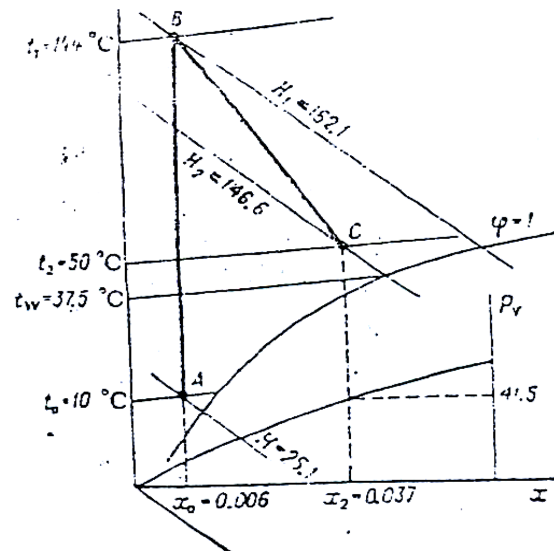
$$\tau = \tau_1 + \tau_2 = 3\ h\ 25\ ph + 1\ h\ 44\ ph = 5\ h\ 9\ ph$$

Thí dụ 9.24: Thực hiện quá trình sấy vật liệu trong thiết bị sấy đối lưu xuôi chiều, ghi ận lượng ẩm tách ra từ vật liệu là 100 kg/h thiết bị sấy được trang bị caloriphe hơi nước đốt nóng không khí. Trạng thái ban đầu của không khí $t_o = 10°C$, $\varphi_o = 78\%$. Hơi nước áp suất dư 4 . 9,81 . 10^4 Pa, và độ ẩm 5%. Hàn thử biểu trên đường ống ra của không khí chỉ nhiệt độ bầu khô $t_2 = 50°C$ và nhiệt độ bầu ướt $t_{ư} = 37,5°C$. Tiêu hao nhiệt lượng o sấy cao hơn 13% so với sấy lý thuyết. Hãy ác định:

a/ Năng suất của quạt thổi không khí;

b/ Lượng hơi nước để gia nhiệt không khí ong caloriphe;

c/ Bề mặt truyền nhiệt của caloriphe, nếu m hệ số truyền nhiệt giữa hơi nước và không í $K = 30\ \frac{W}{m^2 \,.\, °K}$.



Hình 9.14 (cho thí dụ 9.24)

Giải:

Theo giản đồ H-$\overline{Y}$ tìm được $\overline{Y}_o$ = 0,006 g/kg, $\overline{Y}_2$ = 0,037, H_1 = ... kJ/kg, H_2 = 146,6 kJ/kg, p_v = 41,5 mmHg (H. 9.14)

Lượng tiêu hao riêng không khí:

$$g_k = \frac{1}{\overline{Y}_2 - \overline{Y}_o} = \frac{1}{0,037 - 0,006} = 32,3\ kg/kg$$

Lượng không khí cần thiết:

$$G_k = W \cdot g_k = 1000 \,.\, 32{,}3 = 32300 \text{ kg/h}$$

Thể tích riêng không khí ẩm:

$$v_K = \frac{R_K T}{P - P_A}$$

$$= \frac{287 \,.\, (273 + 50)}{(745 - 41{,}5)133{,}3} = 0{,}988 \text{ m}^3\text{/kg không khí khô}$$

Năng suất (lưu lượng không khí) của quạt thổi:

$$V = G_k \cdot v_K = 32300 \,.\, 0{,}988 = 31900 \text{ m}^3\text{/h}$$

Tiêu hao riêng của nhiệt cho sấy lý thuyết:

$$q = g_k(H_2 - H_o) = 32{,}3\ (146{,}6 - 25{,}1) = 3920 \text{ kJ/kg}$$

Trong thiết bị sấy thực tế:

$$q' = 1{,}13\, q = 1{,}13 \,.\, 3920 = 4430 \text{ kJ/kg}$$

Entanpi của không khí vào ống (9.18):

$$H_1 = H_o + \frac{q}{g_k} = 25{,}1 + \frac{4430}{32{,}3} = 162{,}1 \text{ kJ/kg}$$

Tương ứng với $H_1 = 162{,}1$ thì $t_1 = 144°C$

Tiêu hao nhiệt lượng trong caloriphe:

$$Q = W \cdot q = \frac{1000}{3600} 4430 = 1230 \text{ kW}$$

Lượng hơi đốt cần thiết:

$$G_{hđ} = \frac{Q}{rx} = \frac{1230}{2117 \,.\, 0{,}95} = 0{,}613 \text{ kg/s} = 2{,}2 \text{ tấn/h}$$

Chênh lệch nhiệt độ trung bình caloriphe:

$$151{,}1°C \rightarrow 151{,}1°C$$

$$10\ °C \rightarrow 144°C$$

$$\Delta t_1 = 141{,}1; \quad \Delta t_n = 7{,}1$$

$$\Delta t_{tb} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_n}{2{,}3 \lg \frac{\Delta t_1}{\Delta t_n}} = \frac{141{,}1 - 7{,}1}{2{,}3 \lg \frac{141{,}1}{7{,}1}} = 45°C = 45°K$$

Diện tích bề mặt truyền nhiệt của caloriphe:

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{tb}} = \frac{1230 \,.\, 10^3}{30 \,.\, 45} = 910 \text{ m}^2$$

BÀI TẬP

.1 Đem sấy 1 kg vật liệu ẩm, trong cùng điều kiện như nhau:

a/ Sấy từ độ ẩm $\bar{x}_1 = 50\%$ đến $\bar{x}_2 = 25\%$ (theo vật liệu ướt)

b/ Sấy từ độ ẩm $\bar{x}_1 = 2\%$ đến $\bar{x}_2 = 1\%$ (theo vật liệu ướt). Hỏi lượng ẩm được tách trong trường hợp (a) lớn hơn (b) bao nhiêu lần?

33 lần

.2 Tìm hàm ẩm $\bar{y}_2$, entanpi H_2, nhiệt độ bầu ướt $t_ư$ và nhiệt độ điểm sương t_s của không khí ra khỏi thiết bị sấy có nhiệt độ bầu khô $t_2 = 50°C$ và độ ẩm $\varphi_2 = 70\%$.

0,06 kg/kg, 209 kJ/kg, 43°C, 42°C.

.3 Không khí có nhiệt độ bầu khô $t = 50°C$ và nhiệt độ bầu ướt $t_ư = 30°C$. Hãy tìm các thông số đặc tính của không khí.

0,02; 24°C; 105 kJ/kg; 25%; 23 mmHg.

.4 Không khí ẩm có nhiệt độ 50°C và áp suất riêng phần của hơi nước là $0,981 . 10^4$ Pa; hãy tìm hàm ẩm và độ ẩm của hỗn hợp không khí đó.

0,069; 80%.

.5 Hãy tìm hàm ẩm của các hỗn hợp sau: a) Không khí với hơi nước b) hydro với hơi nước; c) Khí êtan với hơi nước (tính cho 1 kg khí khô), khi viết nhiệt độ và độ ẩm của hỗn hợp $t = 35°C$, $\varphi = 0,45$ và áp suất khí quyển $P = 1,033 . 9,81 . 10^4$ Pa.

0,0159; 0,231; 0,0154

.6 So sánh giá trị tiêu hao riêng của lượng không khí sấy và lượng nhiệt của thiết bị hoạt động vào mùa đông và mùa hè, nếu biết rằng trong cả 2 trường hợp trạng thái không khí ra khỏi thiết bị sấy có nhiệt độ $t_2 = 40°C$ và độ ẩm $\varphi_2 = 0,6$. Tính toán thực hiện theo 2 phương án. Thiết bị sấy lý thuyết và thiết bị sấy thực tế xuôi chiều (trạng thái không khí thay đổi theo mùa cho trong bảng phụ lục 40).

36,40; 4350; 3710; 47,6.

.7 Áp suất tuyệt đối của hỗn hợp không khí và hơi nước ở nhiệt độ 150°C và độ ẩm φ = 0,5 là 745 mmHg. Tìm hàm ẩm của không khí và áp suất hơi riêng phần của hơi và không khí.

372,5 mmHg; 0,622 kg/kg

.8 Không khí ẩm ở nhiệt độ 130°C và độ ẩm $\varphi = 0,3$ dưới áp suất tuyệt đối $7 . 9,81 . 10^4$, Pa. Hãy xác định khối lượng riêng, hàm ẩm và áp suất hơi riêng phần của không khí.

0,083 kg/kg; $6,06 . 10^5$ *Pa; 5,68 kg/m*^{3}

.9 Một thiết bị sấy đối lưu sử dụng lượng không khí khô tuyệt đối là 200 kg/h Không khí vào thiết bị sấy có nhiệt độ 95°C và độ ẩm 5% và không khí ra thiết bị có nhiệt độ 50°C và độ ẩm 60%. Tính lượng ẩm được tách ra khỏi vật liệu sấy trong thiết bị và lượng không khí tiêu hao riêng cho sấy?

4,6 kg/h; 43,5 kg/kg

9.10 Không khí ẩm dưới áp suất tuyệt đối $7 \cdot 9{,}81 \cdot 10^4$ Pa có nhiệt độ 130°C và độ ẩm $\varphi = 1$. Tìm khối lượng riêng, hàm ẩm của không khí ẩm và áp suất riêng phần của hơi nước. So sánh kết quả với bài 9.8.

Đs 270,3 KPa; 5,05 kg/m³; 0,404 kg/kg

9.11 Trong thiết bị sấy đối lưu cưỡng bức bằng không khí sử dụng một quạt ly tâm hút. Thiết bị này làm việc ở áp suất tuyệt đối 750 mmHg tách được lượng ẩm từ vật liệu sấy là 100 kg/h. Môi trường không khí xung quanh ở nhiệt độ 15°C và độ ẩm φ = 0,8; không khí sau sấy có nhiệt độ 45°C và độ ẩm φ = 0,6. Hãy xác định năng suất của quạt hút.

3230 m³/h

9.12 Không khí sấy được đốt nóng trong caloriphe từ nhiệt độ ban đầu đến 113°C, khi ra khỏi thiết bị sấy không khí có nhiệt độ 60°C và độ ẩm 30%. Hãy xác định nhiệt độ điểm sương của không khí trước caloriphe, biết rằng quá trình sấy diễn tiến theo chu trình lý thuyết.

25°C

9.13 Dùng thiết bị sấy đối lưu có tuần hoàn không khí thải, để sấy một loại vật liệu từ độ ẩm ban đầu $\overline{x}_1$ = 47% đến độ ẩm cuối $\overline{x}_2$ = 5% (theo vật liệu ướt). Năng suất thiết bị sấy (theo nhập liệu) là 1500 kg/h. Không khí thải có entanpi 260 kJ/kg và độ ẩm 80% được hoàn lưu 80%. Khí quyển xung quanh có entanpi 50 kJ/kg và độ ẩm tương đối 70%.

a/ Xác định lượng không khí mới cần cho sấy trong 1 giờ

b/ Lượng nhiệt cần cung cấp trong 1 giờ

c/ Nhiệt độ của hỗn hợp không khí vào sấy

9700 kg/h; 566 kW.

9.14 Sấy vật liệu từ độ ẩm ban đầu 50% đến độ cuối 13% (theo vật ướt) bằng không khí nóng. Năng suất thiết bị sấy theo vật liệu khô tuyệt đối là 1000 kg/h. Khí quyển xung quanh thiết bị có hàm ẩm 0,01 kg/kg và nhiệt độ 20°C; được thổi qua caloriphe đốt nóng đến nhiệt độ sấy; sau khi sấy không khí có hàm ẩm 0,028 kg/kg và nhiệt độ 34°C. Hãy tìm lượng tiêu hao không khí cần thiết cho sấy và lượng nhiệt tiêu hao trong caloriphe. Cho biết lượng nhiệt tổn thất chung (theo vật liệu, bộ phận vận chuyển và ra môi trường) là 15% lượng nhiệt tổng.

47200 kg/h; 910 kW

9.15 Hãy xác định hiệu suất nhiệt của thiết bị sấy lý thuyết. Nếu không khí sấy thay đổi từ trạng thái ban đầu t_o = 20°C, φ_o = 70% đến trạng thái cuối t_2 = 50°C φ_2 = 60%. Xem như ẩm bay hơi ở nhiệt độ bầu ướt.

71,3%

9.16 Hãy tìm thế sấy trung bình trong thiết bị sấy lý thuyết, khi không khí vào có nhiệt độ t_o = 20°C, độ ẩm φ_o = 0,7 và trạng thái sau khi sấy t_2 = 50°C, độ ẩm φ_2 = 0,4. Quá trình bay hơi nước xảy ra ở nhiệt độ bầu ướt.

35,8°C.

9.17 Không khí từ caloriphe vào thiết bị sấy lý thuyết là 85°C và tương ứng với thế sấy là 43°C; ở cửa ra của thiết bị thế sấy đạt 8°C. Xem như áp suất tuyệt đối trong thiết bị sấy này là 750 mm cột thủy ngân. Hãy tìm: a) Áp suất hơi riêng phần của hơi nước trong không khí ra khỏi thiết bị sấy; b/ Phần trăm thể tích của hơi nước trong không khí.

7,4 KPa; 7,4%

9.18 Một loại vật liệu có độ ẩm ban đầu 33%, độ ẩm tới hạn 17% và độ ẩm cân bằng 2% (tính theo vật khô tuyệt đối), được đem sấy trong thiết bị suốt 8 giờ theo điều kiện không đổi của tác nhân thì độ ẩm của vật liệu đạt 9% (Theo vật khô tuyệt đối). Nếu tiếp tục sấy với điều kiện như trên thì cần bao nhiêu thời gian để độ ẩm vật liệu đạt 3%.

16,5 h

9.19 Một thiết bị sấy trục chân không năng suất 200 kg/h (theo vật liệu sau sấy) được đốt nóng bằng hơi nước bão hòa có áp suất tuyệt đối $14{,}715 . 10^4$ Pa. Vật liệu đem sấy được biết như sau: Độ ẩm ban đầu 50% độ ẩm sau sấy 5% (theo vật liệu ướt), nhiệt dung riêng của chất khô. $1{,}26 . 10^3$ J/kg°K, nhiệt độ ban đầu 20°C. Nếu nhiệt độ sấy là 60°C và hệ số truyền nhiệt 350 $\dfrac{W}{m^2 . °K}$ thì bề mặt đốt nóng của trục sấy là bao nhiêu? Xem như tổn thất nhiệt là 10% của lượng nhiệt mà hơi nước cấp.

5,81 m^2

9.20 Hàm thử biểu đạt ở cửa ra của thiết bị sấy chỉ 50°C và 35°C. Hãy xác định nhiệt độ điểm sương và độ ẩm của không khí ra khỏi thiết bị sấy.

33°C; *0,39*

9.21 Không khí có nhiệt độ 15°C và độ ẩm 0,8 được đưa vào caloriphe đốt nóng đến nhiệt độ 123°C để sấy một loại vật liệu trong thiết bị sấy lý thuyết. Hãy xác định nhiệt độ của vật liệu trong giai đoạn sấy đẳng tốc.

38°C

9.22 Không khí có nhiệt độ 20°C và độ ẩm 75% được đốt nóng trong caloriphe đến 110°C để sấy vật liệu có độ ẩm đầu 55%, độ ẩm cuối 8% (theo vật liệu ướt) trong thiết bị sấy năng suất 1 tấn/giờ (theo nhập liệu). Caloriphe sử dụng hơi nước bão hòa có áp suất tuyệt đối $24{,}525 . 10^4$ Pa và độ khô là 95%. Hãy xác định lượng tiêu hao không khí sấy và hơi nước, nếu thế sấy ở cửa ra của thiết bị là 10°C.

20800 kg/h; 950 kg/h

9.23 Một thiết bị sấy lý thuyết năng suất 500 kg/h (theo vật liệu khô tuyệt đối) được trang bị caloriphe hơi nước có hệ số truyền nhiệt 32 $\dfrac{W}{m^2 . °K}$. Không khí có nhiệt độ 20°C với nhiệt độ điểm sương 8°C được đốt trong caloriphe đưa vào sấy, sau khi sấy nhiệt độ của không khí là 45°C. Quá trình sấy tiến hành cùng chiều với trạng thái không khí có entanpi 125 kJ/kg còn vật liệu là 42% độ ẩm, ra là 9% (theo vật khô tuyệt đối). Hơi bão hòa vào caloriphe với áp suất tuyệt đối $19{,}62 . 10^4$ Pa và độ ẩm 5%. Hãy

xác định lượng hơi tiêu hao và bề mặt truyền nhiệt của caloriphe đó. Tổng tổn thất nhiệt lượng lấy 15% của tổng lượng nhiệt tiêu hao trong thiết bị sấy lý thuyết.

320 kg/h; 132 m^2

9.24 Không khí ẩm có nhiệt độ 60°C và độ ẩm 20% được làm lạnh ngược chiều bằng nước lạnh trong thiết bị truyền nhiệt ống chùm có bề mặt truyền nhiệt 15 m^2 và hệ số truyền nhiệt 46 $\frac{W}{m^2.°K}$ đến nhiệt độ điểm sương. Nước làm lạnh tăng từ 15°C đến 25°C. Hãy xác định a) Lượng không khí được làm lạnh b) áp suất riêng phần của hơi nước trong không khí c) Phần trăm thể tích của hơi nước trong không khí d) Lượng nước làm lạnh cần thiết.

1710 kg/h; 1315 kg/h; 30 mmHg; 3,95%

9.25 Không khí vào caloriphe có nhiệt độ 15°C và độ ẩm 70% sau đó ra khỏi caloriphe vào thiết bị sấy với entanpi 144,2 kJ/kg. Thực hiện quá trình sấy lý thuyết với động lực trung bình 41°C. Tìm nhiệt độ và hàm ẩm của không khí sau khi sấy. Xác định nhiệt độ của vật liệu trong giai đoạn sấy tốc độ không thay đổi.

38°C; 53°C; *0,0035 kg/kg*

9.26 Thực hiện quá trình sấy lý thuyết với động lực trung bình Δx = 0,0136 không khí ra khỏi thiết bị có nhiệt độ 45°C và độ ẩm 60%. Xác định nhiệt độ của không khí vào sấy

127°C

9.27 Thiết bị sấy năng suất 600 kg/h (theo vật liệu ướt) được trang bị caloriphe hơi nước. Không khí có nhiệt độ 10°C và độ ẩm 80% được đốt nóng trong caloriphe theo phương án ngược chiều bởi dòng hơi bão hòa độ ẩm 6%. Sấy vật liệu có độ ẩm đầu 50%, độ ẩm cuối 9% (theo vật liệu ướt) tiến hành xuôi chiều. Không khí sau khi sấy có nhiệt độ 50°C, độ ẩm 50%. Xác định không khí tiêu hao cho sấy, lượng hơi nước cần thiết và áp suất của hơi (nhiệt độ hơi nước tự chọn). Tính toán tiến hành cho hai trường hợp: a) Sấy lý thuyết b) sấy thực tế. Cho biết: nhiệt độ vật liệu vào sấy 16°C và sau sấy 55°C Nhiệt dung riêng của vật liệu sau sấy 1,68 kJ/kg°K. Vận chuyển vật liệu là băng tải thép có khối lượng 450 kg. Tổn thất nhiệt ra môi trường xung quanh lấy 10% của lượng nhiệt đốt nóng không khí trong caloriphe.

7400 kg/kg; 590 kg/h; 7,846 . 10^5 *Pa*

9.28 Dùng thiết bị sấy lý thuyết có đốt nóng không khí giữa chừng để sấy vật liệu có độ ẩm ban đầu 39%, độ ẩm cuối 8% (theo vật liệu ướt) với năng suất 1800 kg/h (theo nhập liệu). Trang bị 3 caloriphe hơi nước giống nhau. Không khí có nhiệt độ ban đầu 20°C và qua mỗi caloriphe được đốt nóng đến 70°C. Khi độ ẩm của không khí trong buồng sấy đạt 70% thì phải gia nhiệt hoặc thải bỏ. Nhiệt độ của không khí ra khỏi thiết bị là 45°C. Hơi nước bão hòa dùng trong caloriphe có áp suất 29,43 . 10^4 Pa và độ ẩm 5%. Xác định lượng không khí khô và lượng hơi đốt.

16200 kg; 960 kg/h

9.29 Thiết bị sấy được trang bị caloriphe hơi nước với bề mặt truyền nhiệt 41 m^2. Tiêu thụ 200 kg/h hơi nước bão hòa, có áp suất 19,62 . 10^4 Pa và độ ẩm 10%. Tiến hành

sấy vật liệu có độ ẩm ban đầu 60%, độ ẩm cuối 10% (theo vật liệu ướt). Không khí vào caloriphe có nhiệt độ 25°C và nhiệt độ điểm sương 10°C, còn không khí ra khỏi thiết bị sấy có entanpy 100 kJ/kg với áp suất riêng phần của hơi nước 25 mmHg. Xác định hệ số truyền nhiệt trong caloriphe và năng suất thiết bị sấy theo nhập liệu. Biết rằng lượng nhiệt tiêu hao trong thiết bị sấy này nhiều hơn lượng nhiệt tiêu hao trong thiết bị sấy lý thuyết là 10%.

156 kg/h; 34 $\frac{W}{m^2 . °K}$

9.30 Một thiết bị sấy năng suất 500 kg/h (theo vật liệu sau sấy) được trang bị caloriphe hơi nước. Tiến hành sấy vật liệu từ độ ẩm 70% đến 10% (theo vật liệu ướt). Hàn thử biểu của không khí xung quanh chỉ 20°C và 15°C. Không khí sau khi sấy có nhiệt độ 45°C và độ ẩm 50%. Hơi đốt dùng trong caloriphe là hơi nước bão hòa áp suất $19,62 . 10^4$ Pa và độ ẩm 5% với hệ số truyền nhiệt 35 $\frac{W}{m^2 . °K}$. Hãy xác định bề mặt truyền nhiệt của caloriphe và lượng hơi nước cần dùng.

Cho biết nhiệt tổn thất trong caloriphe và trong thiết bị sấy là 8% của lượng nhiệt tiêu hao trong thiết bị sấy lý thuyết.

868 m^2*; 1865 kg/h*

9.31 Sấy 1000 kg/h vật liệu từ độ ẩm 50% đến 8% (theo vật liệu ướt). Nhiệt độ ban đầu của vật liệu 15°C và nhiệt độ sau sấy 40°C. Nhiệt dung riêng vật liệu sau sấy $1,26 . 10^3$ $\frac{J}{kg . °K}$. Nếu không kể đến tổn thất nhiệt ra môi trường xung quanh và bỏ qua nhiệt đốt nóng bộ phận vận chuyển, hãy xác định lượng nhiệt tiêu hao riêng cho sấy trong 2 trường hợp:

a) Sấy trong chân không với điều kiện nhiệt độ vật liệu đạt 40°C.

b) Sấy bằng đối lưu không khí nóng ở áp suất khí quyển. Cho biết không khí xung quanh thiết bị có nhiệt độ 20°C, độ ẩm 70% và ra khỏi thiết bị sấy với nhiệt độ 55°C. Nhiệt độ vật liệu trong giai đoạn đẳng tốc cũng đạt 40°C.

2545 kJ/kg; 3685 kJ/kg.

9.32 Hàn thử biểu của một phân xưởng sản xuất chỉ 18°C và 15°C; trong phân xưởng này lắp đặt một thiết bị sấy, năng suất 600 kg/h (theo vật liệu khô tuyệt đối), kèm theo caloriphe hơi nước. Trong thiết bị sấy lý thuyết này người ta tiến hành sấy vật liệu từ độ ẩm 35% đến 8% (theo vật liệu ướt). Không khí ra khỏi thiết bị sấy có nhiệt độ 40°C và độ ẩm 65%. Không khí được sưởi nóng trong caloriphe bằng hơi nước bão hòa áp suất $19,62 . 10^4$ Pa. Xác định bề mặt truyền nhiệt của caloriphe và lượng hơi nước cần dùng, nếu hệ số truyền nhiệt 33 $\frac{W}{m^2 . °K}$.

150 m^2*; 401 kg/h*

9.33 Một thiết bị sấy được trang bị caloriphe hơi nước đạt năng suất 600 kg/h (theo vật liệu ướt) để sấy vật liệu từ độ ẩm 50% đến 9% (theo vật liệu ướt). Không khí vào

caloriphe được ghi nhận trên hàn thử biểu là 10°C và 5°C. Hơi nước vào caloriphe có nhiệt độ cao hơn nhiệt độ không khí ra khỏi caloriphe là 15°C. Nhiệt độ không khí ra khỏi thiết bị sấy 50°C. Cho biết hơi nước có độ ẩm 6%; hệ số truyền nhiệt trong caloriphe 35 $\frac{W}{m\,.\,°K}$; còn tổn thất nhiệt lấy 10% lượng nhiệt tiêu hao trong thiết bị sấy lý thuyết. Hãy xác định: Lượng không khí tiêu hao cho sấy. Áp suất và lượng hơi nước cần dùng; bề mặt truyền nhiệt của caloriphe.

6840 kg/h; 98,1 . 10^4 Pa; 565 kg/h; 135 m^2

9.34 Để sấy vật liệu từ độ ẩm 40% đến 7%, người ta dùng thiết bị sấy có tuần hoàn một phần không khí thải. Không khí mới bên ngoài có trạng thái với entanpi 50 kJ/kg và áp suất hơi riêng phần 12 mmHg được bổ sung vào sấy là 6000 kg/h Trạng thái không khí vào Caloriphe sưởi có nhiệt độ 40°C và hàm ẩm 0,034 kg/kg. Trong caloriphe không khí được đốt nóng đến 88°C bằng hơi nước có áp suất 19,62 . 10^4 Pa. Nếu hệ số truyền nhiệt trong caloriphe là 47 $\frac{W}{m^2\,.\,K}$ hãy tính bề mặt truyền nhiệt của caloriphe.

Hãy tính năng suất theo vật liệu sau sấy của thiết bị sấy lý thuyết này và lượng không khí thải được hoàn lưu.

70 m^2*, 423 kg/h; 60,8%*

THÍ DỤ VỀ TÍNH THIẾT BỊ SẤY TẦNG SÔI (ĐỂ SẤY CANXI CLORÍT)

Dữ liệu:

Năng suất (theo vật liệu sau sấy) $G_2 = 20$ T/h

Độ ẩm (theo vật liệu ướt)

	Trước sấy	$\bar{x}_1 = 10\%$
	Sau sấy	$\bar{x}_2 = 0{,}5\%$
Kích thước hạt:	Đường kính trung bình	d = 0,25 mm
	Đường kính lớn nhất	$d_{max} = 0{,}5$ mm
	Đường kính nhỏ nhất	$d_{min} = 0{,}1$ mm
Nhiệt độ vật liệu vào sấy		$\theta_1 = 20°C$
Nhiệt dung riêng vật liệu khô		$C = 0{,}712 \,.\, 10^3$ J/kg.K
Khối lượng riêng vật liệu		$\rho_r = 2 \,.\, 10^3$ kg / m^3

Tác nhân sấy là khói lò. Tổn thất nhiệt lấy 15% của lượng nhiệt hữu ích (nhiệt đốt nóng vật liệu và làm bay hơi ẩm).

1. Chọn kết cấu và điều kiện làm việc của thiết bị:

Các yếu tố liên quan đến việc chọn kết cấu gồm:

1.1 Trạng thái vật liệu: dạng rời

1.2 Vật liệu chịu được nhiệt độ cao (nhiệt độ nóng chảy 770°C)

1.3 Tỉ lệ kích thước $\frac{d_{max}}{d_{min}} = \frac{0,5}{0,1} = 5$

1.4 Chủ yếu tách ẩm bề mặt

1.5 Chọn lưới phân phối có đường kính lỗ $d_1 = 5$ mm

1.6 Cho phép sự phân bố không đều của hàm ẩm vật liệu sau sấy (vì trong bảo quản độ ẩm trong hạt vật liệu tự cân bằng).

Để đảm bảo chế độ thủy động lực tốt, nên chọn thiết bị có tiết diện tròn. Theo yếu tố (1.3) có thể chọn thiết bị sấy một ngăn có thành thẳng đứng. Chiều cao của lớp tầng sôi trong thiết bị lấy hơn 4 lần so với chiều cao vùng tác động của dòng tia (tức vùng thủy động ổn định).

Chiều cao dòng tia: $h_t = 20 \,.\, d_e = 20.5 = 100$ mm

Chiều cao lớp tầng sôi $h = 4 \,.\, h_t = 4 \,.\, 100 = 400$ mm

Nhiệt độ tác nhân (khỏi lò trộn với không khí)

Vào dưới lưới phân phối $t_1 = 800°C$

Ra khỏi thiết bị sấy $t_2 = 125°C$

(Nhiệt độ ra t_2 đảm bảo tránh được hiện tượng ngưng tụ hơi nước trong thiết bị lọc bụi).

Nhiệt độ của vật liệu có thể lấy $\theta_2 = t_2 = 125°C$

Để đảm bảo vật liệu ẩm phân bố đều trong lớp tầng sôi dùng cơ cấu nhập liệu kiểu cào phân phối nhằm san bằng lớp vật liệu theo bề mặt. Tháo liệu thực hiện bằng máng nghiêng ngay trên mặt lưới phân phối.

2. Tính toán

2.1 Lượng vật liệu ẩm

$$L_1 = L_2\frac{100 - \bar{x}_2}{100 - \bar{x}_1} = 20000\frac{0,995}{0,9} = 22100 \text{ kg/h} = 6,15 \text{ kg/s}$$

2.2 Lượng hơi ẩm được tách ra

$$W = L_1 - L_2 = 22100 - 20000 = 2100 \text{ kg/h} = 0,584 \text{ kg/s}$$

2.3 Chi phí nhiệt lượng

$$Q = Q_b + Q_d + Q_m = 1,15\left\{W\left[r + C_h(t_2 - \theta_1)\right] + L_2C_2(\theta_2 - \theta_1)\right\} =$$

$$= 1,15\ \{0,584\ [2490.\ 10^3 + 1,97\ .\ 10^3\ (125 - 20)] + 5,56\ .\ 0,712\ .10^3\ (125 - 20)\}$$

$$= 2280\ .\ 10^3 \text{ W}$$

2.4 Tiêu tốn nhiệt lượng riêng

$$q = \frac{Q}{W} = \frac{2280\ .\ 10^3}{10^3\ .\ 0,584} = 3900 \text{ kJ/kg ẩm.}$$

2.5 Lượng tác nhân sấy.

$$G_k = \frac{Q}{C_K(t_1 - t_2)} = \frac{2280 \,.\, 10^3}{1{,}05 \,.\, 10^3(800 - 125)} = 3{,}22 \text{ kg/s}$$

Trong đó nhiệt dung riêng của tác nhân lấy theo nhiệt độ trung bình

$$t_K = \frac{1}{2}(800 + 125) \approx 463°C$$

Tiêu tốn lượng tác nhân riêng:

$$g_k = \frac{G_k}{W} = \frac{3{,}22}{0{,}584} = 5{,}5 \text{ kg/kg ẩm}$$

2.6 Tốc độ tác nhân

Dựa vào đồ thị Ly = f (Ar) xác định tốc độ tới hạn của lớp giả lỏng đối với hạt có kích thước trung bình và nhiệt độ trong tầng lơ lửng lấy bằng nhiệt độ tác nhân ra $t_2 = 125°C$

- Chuẩn số Arsimét Ar:

$$Ar = \frac{d^3 \rho_r g}{\gamma^2 \rho_K} = \frac{2{,}5^3 \,.\, 10^{-12} \,.\, 2 \,.\, 10^3 \,.\, 9{,}81}{2{,}47^2 \,.\, 10^{-10} \,.\, 0{,}885} = 5{,}67 \,.\, 10^2$$

Với $\rho_K = 1{,}293 \,.\, \frac{273}{273 + 125} = 0{,}885 \text{ kg / m}^3$

$\gamma = 2{,}47 \,.\, 10^{-5} \text{ m}^2 / \text{s}$

Giá trị giới hạn của chuẩn số Li-a-sen-cô $Ly_{gh} = 10^{-4}$

- Tốc độ tối hạn của lớp giả lỏng:

$$v_{tb} = \sqrt[3]{\frac{Ly_{gh} \gamma g \rho_r}{\rho_K}} = \sqrt[3]{\frac{10^{-4} \,.\, 2{,}47 \,.\, 10^{-5} \,.\, 9{,}81 \,.\, 2 \,.\, 10^3}{0{,}885}} = 0{,}038 \text{ m/s}$$

Vì quá trình sấy diễn tiến trong giai đoạn đẳng tốc nên cường độ càng cao khi tốc độ tác nhân càng lớn, do vậy giá trị làm việc của chuẩn số Li-a-sen-cô được chọn khi độ xốp của lớp tầng sôi $\varepsilon = 0{,}75$.

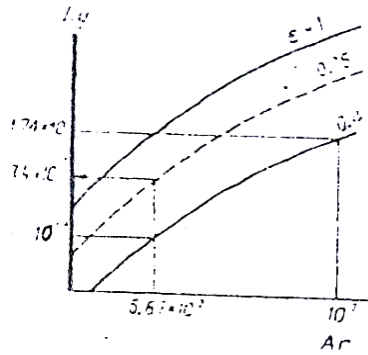
Theo đồ thị (H. 9.15) với $\varepsilon = 0{,}75$ tìm được $Ly = 3{,}4 \,.\, 10^{-4}$ và số giả lỏng bằng:

$$K_v = \sqrt[3]{\frac{Ly}{Ly_{gh}}} = \sqrt[3]{\frac{3{,}4 \,.\, 10^{-1}}{10^{-4}}} = 15$$

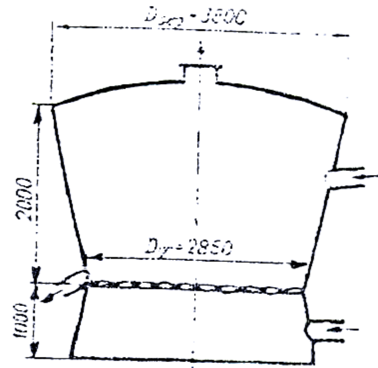
- Tốc độ tác nhân (tính cho toàn tiết diện lưới phân phối):

$v = K_v v_{th} = 0{,}038 \,.\, 15 = 0{,}57 \text{ m/s}$

- Tốc độ tác nhân trực tiếp ở bề mặt lưới phân phối, do nhiệt độ cao hơn



Hình 9.15 Xác định chuẩn số Ly



Hình 9.16 Sơ đồ thiết bị sấy

$$v_{1p} = v\frac{273 + t_1}{273 + t_2} = 0,57\frac{273 + 800}{273 + 125} = 1,54 \text{ m/s}$$

Nếu diện tích tiết diện lỗ trên lưới phân phối lấy 10% của mặt lưới thì tốc độ tác nhân qua lỗ:

$$v_o = 10 \,.\, 1,54 = 15,4 \text{ m/s}$$

Tốc độ này hoàn toàn đủ để tạo lớp giả lỏng cho hạt lớn nhất $d_{max} = 0,5$ mm và cho cả các hạt lớn hơn (do liên kết các hạt nhỏ).

Thật vậy: với các hạt lớn hơn d_{max} không nhiều, để cho nó di chuyển được thì số giả lỏng có thể lấy (ví dụ $K_v = 3$), lúc đó tốc độ tới hạn của lớp giả lỏng các hạt đó sẽ:

$$v_{th} = \frac{v_o}{K_v} = \frac{15,4}{3} = 5,13 \text{ m/s}$$

Nghĩa là: $$Ly_{gh} = \frac{\nu_{th}^3 \rho_K}{\gamma g \rho_r} = \frac{5,13^3 \,.\, 0,33}{1,31 \,.\, 10^{-4} \,.\, 9,81 \,.\, 2 \,.\, 10^3} = 1,74 \,.\, 10$$

Với Ly_{gh} = 1,74 . 10 tương ứng $Ar = 10^7$. Lúc đó đường kính hạt lớn (do kết hợp các hạt bé):

$$d_t = \sqrt[3]{\frac{Ar \gamma^2 \rho_K}{\rho_K g}} = \sqrt[3]{\frac{10^7 \,.\, 1,31^2 \,.\, 10^{-8} \,.\, 0,33}{2 \,.\, 10^3 \,.\, 9,81}} = 0,0143 \text{ m}$$

Nghĩa là tại lỗ của lưới phân phối trong trạng thái dòng chảy có thể di chuyển được các hạt kích thước ≈ 14 mm.

2.6 Kích thước lưới

Diện tích tiết diện mặt lưới phân phối tính theo biểu thức:

$$S_1 = \frac{G_k}{\rho_K v} = \frac{3.22}{0,885 \,.\, 0,57} = 6,39 \text{ m}^2$$

Đường kính phân phối:

$$D_1 = \frac{S_1}{0,785} = \frac{6,39}{0,785} = 2,85 \text{ m}$$

2.7 Tầng phân ly

Chiều cao phân ly lấy bằng 4 lần chiều cao lớp tầng sôi:

$$h_p = 4.400 = 1600 \text{ mm}$$

Chiều cao thiết bị sấy tầng sôi (từ mặt lưới phân phối):

$$H_1 = h + h_p = 400 + 1600 = 2000 \text{ mm}$$

Tính kiểm tra: với chiều cao thiết bị đã tính được cần kiểm tra khả năng lôi cuốn của hạt bé nhất (≈ 0,1 mm)

Chuẩn số Arsimét Ar:

$$Ar = \frac{d^3\rho_r g}{\gamma^2\rho_K} = \frac{1 \,.\, 10^{-12} \,.\, 2 \,.\, 10^3 \,.\, 9,81}{2,47^2 \,.\, 10^{-10} \,.\, 0,885} = 3,64 \,.\, 10$$

Tốc độ cân bằng của hạt 0,1 mm:

$$v_c = \sqrt[3]{\frac{Ly_c\gamma\rho_r g}{\rho_K}} = \sqrt[3]{\frac{0,15 \,.\, 2,47 \,.\, 10^{-5} \,.\, 2 \,.\, 10^3 \,.\, 9,81}{0,885}} = 0,435 \text{ m/s}$$

Trong đó $Ly_c = 0,15$ giá trị của chuẩn số Liasencô tương ứng với trạng thái lôi cuốn hạt vật liệu 0,1 mm.

Tốc độ tác nhân trong tầng phân ly đối với thiết bị sấy có tường thẳng đứng:

$$v_p = \frac{G_k + W}{\rho_K S_1} = \frac{(3,22 + 0,584)(273 + 125)}{1,293 \,.\, 273 \,.\, 6,39} = 0,672 \text{ m/s}$$

(Ở đây chấp nhận sai số chút đỉnh, nên khối lượng riêng khói lò tính như đối với không khí).

Như vậy theo tính toán thiết bị sấy tầng sôi có tường thẳng đứng không phân ly được hạt có kích thước 0,1 mm (tức hạt không lắng được). Để cho hạt bé (≈ 0,1 mm) có thể lắng được trong tầng phân ly, thì tiết diện của nó phải được mở rộng, đạt được trị số:

$$S_p = 1,1 S_1 \frac{v_p}{v_c} = 1,1 \,.\, 6,39 \,.\, \frac{0,672}{0,435} = 11 \text{ m}^2$$

Ở đây lấy hệ số 1,1 cho sự giảm tốc độ của dòng tác nhân so với tốc độ cân bằng để đảm bảo sự lắng của hạt vật liệu

Đường kính của tầng phân ly được tính:

$$D_p = \frac{S_p}{0,785} = \frac{11}{0,785} = 3,8 \text{ m}$$

Sơ đồ thiết bị sấy tầng sôi biểu diễn trên (H. 9.16)

THÍ DỤ VỀ TÍNH THIẾT BỊ SẤY TRỤC

Một thiết bị sấy hai trục được đốt nóng bằng hơi nước gián tiếp với áp suất tuyệt đối $9,81 . 10^4$ Pa. Trục sấy chế tạo bằng gang có tường dày 10 mm. Tiến hành sấy vật liệu là cacboniat niken dạng past. Năng suất thiết bị đạt 90 kg/h khi sấy từ độ ẩm 75% đến 10% (theo vật liệu ướt) với chiều dày lớp vật liệu ≈ 1 mm. Cho biết trên bề mặt vật liệu thổi không khí với tốc độ 1,5 m/s (nhiệt độ không khí 40°C và độ ẩm 40%).

Giải:

Tính thiết bị sấy trục có thể tiến hành bằng cách tính hệ số truyền nhiệt trong trục sấy diễn tiến như sau: nhiệt của hơi nước ngưng tụ truyền qua thành tường trục sấy, rồi từ đó truyền cho vật liệu sấy. Ẩm bay hơi trong vật liệu được khuếch tán vào không khí mang theo lượng nhiệt tương ứng. Có thể tính được lượng ẩm khuếch tán vào không khí và tính hệ số truyền nhiệt tương đương.

Thừa nhận hệ số cấp nhiệt từ hơi nước ngưng tụ đến tường trục sấy là $\alpha = 9280 \frac{W}{(m^2 . °K)}$, hệ số dẫn nhiệt của gang $\lambda_g = 46,4 \frac{W}{(m . °K)}$, hệ số dẫn nhiệt trung bình của vật liệu $\lambda_{vl} = 0,8 \frac{W}{(m . °K)}$.

Hệ số cấp nhiệt tương đương khi bay hơi ẩm được xác định theo phương trình:

$$\alpha_b = \frac{qb}{\Delta t} = \frac{G . r}{\theta_m - t_K}$$

r - Nhiệt hóa hơi;

G - Cường độ bay hơi ẩm, tính theo phương trình (9.25):

$G = 0,04075 v^{0,8} . \Delta p$, $kg/m^2.h$

Do vậy: $\alpha_b = \dfrac{0,04075 v^{0,8} . \Delta p . r}{\Delta t . 3600}$

Nhiệt độ cho phép của cacbonat niken < 85°C, vì vậy cho trước (rồi kiểm tra lại sau) nhiệt độ bề mặt bay hơi của vật liệu $\theta_m = 80°C$. Áp suất hơi nước bão hòa ở 80°C là P_b = 355 mm cột thủy ngân. Áp suất hơi riêng phần trong không khí ở 40°C và độ ẩm $\varphi = 40\%$ là 22,4 mmHg. Nhiệt hóa hơi của nước ở áp suất khí quyển là $r = 2264 . 10^3$ J/kg.

Cho nên hệ số cấp nhiệt tương đương lúc bay hơi:

$$\alpha_b = \frac{0,04075 . 1,5^{0,8} . (335 - 22,4) 2264 . 10^3}{(80 - 40) . 3600} = 294 \frac{W}{m^2 . K}$$

Hệ số truyền nhiệt từ hơi nước ngưng tụ trong trục sấy đến lớp không khí bên ngoài:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{9280} + \frac{0,01}{46,4} + \frac{0,001}{0,8} + \frac{1}{294}} = 203 \frac{W}{m^2 . K}$$

Tải trọng nhiệt riêng:

$$q = K(t_h - t_K) = 203(100 - 40) = 12180 \frac{W}{m^2}$$

Kiểm tra nhiệt độ bề mặt bay hơi của vật liệu:

$$\Delta t = \frac{q}{\alpha_b} = \frac{12180}{294} = 41,4^\circ C = 41,4^\circ K$$

Nhiệt độ bề mặt vật liệu:

$$\theta_m = t_K + \Delta t = 40 + 41,4 = 81,4^\circ C$$

Vậy gần với nhiệt độ đã chọn.

Lượng ẩm cần tách trong thiết bị sấy:

$$W = L_1 \frac{\bar{x}_1 - \bar{x}_2}{100 - \bar{x}_2} = 90 \frac{75 - 10}{100 - 10} = 65 \text{ kg/h}$$

Lượng nhiệt cần để đốt nóng vật liệu và làm bay hơi ẩm:

$$Q = \frac{90 \,.\, 3,46 \,.\, 10^3 (81,4 - 15) + 65 \,.\, 2264 \,.\, 10^3}{3600} = 46500 \text{ W}$$

Diện tích bề mặt đốt nóng cần thiết của trục sấy:

$$F = \frac{Q}{q} = \frac{46500}{12180 \,.\, 0,75} = 5,38 \text{ m}^2$$

0,75 là hệ số lưu ý đến bề mặt tiếp xúc thực tế giữa bề mặt trục sấy và bề mặt vật liệu.

Theo tiêu chuẩn, thiết bị sấy 2 trục có $F = 5,2 \text{ m}^2$ (đường kính 600 mm và chiều dài 1400 mm). Do bề mặt đốt nóng bé hơn chút ít, nên cần tăng áp suất hơi đốt để điều chỉnh năng suất.

Khi tính lượng hơi đốt cần phải để ý đến tổn thất nhiệt trong thiết bị sấy.

PHỤ LỤC

BẢNG 1

Khối lượng nguyên tử một số nguyên tố (Theo bảng số quốc tế 1977)

Tên gọi	Ký hiệu	Khối lượng nguyên tử	Tên gọi	Ký hiệu	Khối lượng nguyên tử
Nitơ	N	14,0067	Mangan	Mn	54,9380
Nhôm	Al	26,98154	Đồng	Cu	63,546
Argon	Ar	39,94	Molipđen	Mo	95,94
Bari	Ba	237,33	Arsen	As	74,9216
Bêri	Be	9,01218	Natri	Na	22,98977
Bo	B	10,81	Niken	Ni	58,70
Brôm	Br	79,904	Thiếc	Se	118,69
Vanadi	V	50,9415	Bạch kim	Pt	195,09
Bismut	Bi	208,9804	Radi	Pa	226,0254
Hydro	H	1,0079	Thủy ngân	Hg	200,59
Hêli	He	4,002260	Chì	Pb	207,2
Sắt	Fe	55,847	Bạc	Ag	107,868
Vàng	Au	196,9665	Lưu huỳnh	S	32,06
Iốt	I	126,9045	Strontium	Sr	87,02
Cadimi	Cd	112,41	Antimoan	Sb	121,75
Kali	K	39,098	Titan	Ti	47,90
Canxi	Ca	40,08	Cacbon	C	12,011
Ôxy	O	15,994	Uran	U	238,029
Cô ban	Co	58,9332	Phosphor	P	30,97376
Silic	Si	23,085	Fluor	F	18,998403
Kripton	Kr	83,80	Clor	Cl	35,453
Xênon	Xe	131,30	Crom	Cr	51,996
Liti	Li	6,94	Kẽm	Zn	65,88
Manhê	Mg	24,305			

BẢNG 2
Khối lượng riêng (mật độ) vật liệu rắn

Vật liệu	Khối lượng riêng kg/m^3	Khối lượng riêng xốp kg/m^3	Vật liệu	Khối lượng riêng kg/m^3	Khối lượng riêng xốp kg/m^3
Alebastre	2500	-	Bêtông	2300	-
Angtraxit	1600	-	Viniplast	1380	-
Apatit	3190	1850	Thạch cao	-	
Amiăng	2600	-	Tinh thể	2240	1300
Đất sét khô	-	1380	Sô đa		
Granít	2700	-	Tinh thể	1450	800
Tro	2200	680	Muối mỏ	2350	1020
Đất khô	1800	1300	Gỗ thông	500	-
Vôi	2650	1800	Thủy tinh	2500	-
Cao lanh	2200	-	Testolit	1380	-
Cao su	930	-	Than gỗ	1450	200
Thạch cao	2650	1500	Than đá	850	800
Sứ chịu acid	2600		Faolit	1730	-
Gạch thường	1500	-	Photphorit	-	1600
Cốc	1300	500	Ximăng	2900	-
Pyrit	5000	3300	Men sứ	2350	-
Da khô 860	860	-	Các kim loại		
Đá đúc	3000	-	Thép	7850	-
Phấn cục	2200	1300	Gang xám	7250	-
Thạch anh	2600	-	Đồng đỏ	8800	-
Parafin	900		Đồng thau	8500	-
Paronit	1200		Nhôm	2700	-
Cát khô	1500	1200	Chì	11400	-
Potas	2260	-	Vật liệu chịu lửa		
Li-e (nút bần)	240		Dinas	1900	-
Cao su	1500	-	Manhezit	2900	-
Sunfunatri	2260	1200	Samot	1900	-

BẢNG 3
Khối lượng riêng một số chất lỏng ở 0 - 20°C

Chất lỏng	Khối lượng riêng kg/m^3	Chất lỏng	Khối lượng riêng kg/m^3
Axit nitric	1500	Axit Sunfuaric 30%	1220
Amôniac	910	Axit Clohydric	1210
Xăng	760	Axit Axêtic 70%	1070
Glyxêrin 100%	1270	Axit Axêtic 30%	1040
Glyxêrin 80%	1130	Cloroforme	1530
Esre diêtyl	710	CCl_4	1630
Dầu lửa	850	Etylacetat	900
Xilol	880	Clorua êtylen	1280
Dầu mazut	890-950	Rượu êtylic 100%	790
Rượu mêtylic 90%	820	Rượu êtylic 70%	850
Rượu mêtylic 30%	950	Rượu êtylic 40%	920
Naphtalin (nóng chảy)	1100	Rượu êtylic 10%	980
Dầu mỏ	790-950		
Thủy ngân	13600		

$$y = \frac{y_2 - y_1}{x_2 - x_1}(x - x_1) + y_1$$

BẢNG 4
Khối lượng riêng các chất lỏng theo nhiệt độ

Chất	Khối lượng riêng, kg/m³							
	-20°C	0°C	20°C	40°C	60°C	80°C	100°C	120°C
Axit nitric 100%	1582	1547	1513	1478	1443	1408	1373	1338
Axit nitric 50%	-	1334	1310	1287	1263	1238	1212	1136
Amôniac lỏng	665	639	610	580	545	510	462	390
Dung dịch Amôniac 25%	-	918	907	897	887	876	866	865
Anilin	-	1039	1002	1004	987	969	952	933
Aceton	835	813	791	768	746	719	693	665
Benzen	-	900	879	858	836	815	793	769
Rượu butylic	838	824	810	795	781	766	751	735
Nước	-	1000	998	992	983	972	958	943
Hexan	693	677	660	641	622	602	581	559
Glyxêrin 50%	-	1136	1126	1116	1106	1006	996	986
SO_2 (lỏng)	1484	1434	1383	1327	1264	1193	1111	1010
Dicloêtan	1310	1282	1282	1224	1194	1163	1133	1102
Ester ? tyl	758	736	714	689	666	640	611	576
Rượu Iso propylic	817	810	785	768	752	735	718	700
Dung dịch $CaCl_2$ 25%	1248	1239	1230	1220	1210	1200	1190	1180
m-xilol	-	832	865	847	831	796	796	-
Rượu mêtylic 100%	828	810	792	774	756	736	714	-
Rượu mêtylic 40%	-	946	935	924	913	902	891	880
Axit muravic	-	1244	1220	1195	1171	1147	1121	1096
Dung dịch NaOH 50%	-	1540	1525	1511	1497	1483	1469	1454
Dung dịch NaOH 40%	-	1443	1430	1416	1403	1389	1375	1360
Dung dịch NaOH 30%	-	1340	1328	1316	1303	1289	1276	1261
Dung dịch NaOH 20%	-	1230	1219	1208	1196	1188	1170	1155
Dung dịch NaOH 10%	-	1117	1109	1100	1089	1077	1064	1049
Dung dịch muối ăn 20%	-	1157	1148	1139	1130	1120	1110	1100
Nitrobenzen	-	1223	1203	1183	1163	1143	1123	1103
Ocran	734	718	702	686	669	653	635	617
Oleum 20%	-	1922	1896	1870	1844	1818	1792	1766
Rượu prôpylic	-	818	804	788	770	752	733	711

Chất	Khối lượng riêng, kg/m³							
	20°C	0°C	20°C	40°C	60°C	80°C	100°C	120°C
Axit H_2SO_4, 98%	-	1857	1837	1817	1798	1779	1761	1742
Axit H_2SO_4, 92%	1866	1845	1824	1803	1783	1765	1744	1723
Axit H_2SO_4, 75%	1709	1689	1669	1650	1632	1614	1597	1580
Axit H_2SO_4, 60%	1532	1515	1498	1482	1466	1450	1434	1418
CS_2	1323	1293	1263	1237	1200	1165	1125	1082
HCl, 30%	1173	1161	1149	1138	1126	1115	1103	1090
Toluen	992	884	866	846	828	808	788	766
Axít axêtic, 100%	-	1072	1048	1027	1094	981	958	922
Axít axêtic, 50%	-	1074	1058	1042	1026	1010	994	978
Phanol (lỏng)	-	-	1075	1058	1040	1022	003	987
Clobenzol	1150	1128	1107	1085	1065	1041	1021	995
Cloroforme	1563	1526	1489	1450	1411	1380	1326	1280
CCl_4	1670	1633	1594	1556	1517	1471	1434	1390
Etylaxêtat	947	924	901	876	851	825	797	768
Rượu etylic 100%	823	806	789	772	754	735	716	693
Rượu etylic 80%	-	857	843	828	813	797	783	768
Rượu etylic 60%	-	904	891	878	868	849	835	820
Rượu etylic 40%	-	947	935	923	910	897	885	872
Rượu etylic 20%	-	977	969	957	946	934	922	910

BẢNG 5

Tính chất vật lý cơ bản của một số chất khí

Tên gọi	Công thức	Khối lượng riêng ở 0°C và 760 mmHg. kg/m^3	Khối lượng phân tử	Nhiệt dung riêng ở 20°C và áp suất 0,1 MPa kJ/kg.° K		k = C_p/C_v	Nhiệt độ sôi ở áp suất 760mmHg °C	Nhiệt dung hơi riêng ở 760 mmHg kJ/kg	Điểm tới hạn		Độ nhớt μ_o ở 0°C	
				C_p	C_v				Nhiệt độ °C	Áp suất tuyệt đối 10^6 Pa	Áp suất 10^6 Pa	Hằng số (trong phương trình 1.13)
Nitơ	N_2	1,25	28	1,05	0,746	1,40	-195,8	199,4	-147,1	33,49	17	114
Amoniac	NH_3	0,77	17	2,22	1,68	1,29	33,4	1374	+132,4	111,5	9,18	626
Argon	Ar	1,78	39,9	0,53	0,325	1,66	-185,9	163	-122,4	48,00	20,9	142
Acetilen	C_2H_2	1,171	26,0	1,68	1,36	1,24	-83,7 (BO3Г)	830	+35,7	61,6	9,35	198
Benzol	C_6H_6	-	78,1	1,25	1,140	1,1	+80,2	394	+288,5	47,7	7,2	-
Butan	C_4H_{10}	2,673	58,1	1,92	1,80	1,08	-0,5	387	+152	37,5	8,1	377
Không khí	-	1,293	(29,0)	1,01	0,721	1,40	-195	197	-140,7	37,2	17,3	124
Hydro	H_2	0,0899	2,02	14,3	10,140	1,407	-252,8	455	-239,9	12,80	8,42	73
Heli	He	0,179	4,0	5,28	3,18	1,66	-268,9	19,5	-268,0	2,26	18,8	78
Dioxit Nitơ	NO_2	-	46,0	0,804	0,62	1,31	+21,2	712	+158,2	100,00	-	-
Dioxit lưu huỳnh	SO_2	2,93	64,1	0,633	0,503	1,25	-10,8	394	+157,5	77,78	11,7	396
Cacbonic	CO_2	1,98	44,0	0,838	0,654	1,30	-78,2 (BO3Г)	574,0	+31,1	72,9	13,7	254
Oxy	O_2	1,429	32	0,913	0,654	1,40	-183,0	213	-1188,8	49,71	20,3	131
Metan	CH_4	0,72	16,0	2,23	1,70	1,31	-161,6	511	-82,15	45,6	10,3	102
Oxyt cacbon	CO	1,25	28,0	1,05	0,751	1,40	-191,5	212	-140,2	34,53	16,6	100
Pentan	C_5H_{12}	-	72,2	1,72	1,58	1,09	+36,1	360	197,1	33,0	8,74	-
Propan	C_3H_8	2,02	44,1	1,87	1,65	1,13	-42,1	427	95,6	43	7,95(18°C)	278
Propilen	C_3H_6	1,91	42,1	1,63	1,44	1,17	-47,7	440	91,4	45,4	8,35(20°C)	322
Hydro sulfua	H_2S	1,54	34,1	1,060	0,804	1,30	-60,2	549	100,4	188,9	11,66	-
Clo	Cl_2	3,22	70,9	0,482	0,355	1,36	-33,8	306	144,0	76,1	12,9(16°C)	351
Metyl clorua	CH_3Cl	2,3	50,5	0,742	0,582	1,28	-21,4	406	148	66,0	9,89	454
Etan	C_2H_6	1,36	30,1	1,73	1,45	1,20	-88,50	486	32,1	48,85	8,5	287
Etylen	C_2H_4	1,26	28,1	1,53	1,26	1,20	-103,7	482	8,7	50,7	9,85	241

BẢNG 6

Độ nhớt động lực của nước

Nhiệt độ °C	Độ nhớt, Cp	Nhiệt độ °C	Độ nhớt, Cp	Nhiệt độ °C	Độ nhớt, Cp
0	1,792	33	0,7523	67	0,4233
1	1,731	34	0,7371	68	0,4174
2	1,673	35	0,7225	69	0,4117
3	1,619	36	0,7085	70	0,4061
4	1,567	37	0,6947	71	0,4006
5	1,519	38	0,6814	72	0,3952
6	1,473	39	0,6685	73	0,3900
7	1,428	40	0,6560	74	0,2849
8	1,386	41	0,6439	75	0,3799
9	1,346	42	0,6321	76	0,3750
10	1,308	43	0,6207	77	0,3702
11	1,271	44	0,6097	78	1,3655
12	1,236	45	0,5988	79	0,3610
13	1,203	46	0,5883	80	0,3565
14	1,171	47	0,5782	81	0,3521
15	1,140	43	0,5683	82	0,3478
16	1,111	49	0,5588	83	0,3436
17	1,083	50	0,5494	84	0,3395
18	1,056	51	0,5404	85	0,3355
19	1,030	52	0,5315	86	0,3315
20	1,005	53	0,5229	87	0,3276
20,2	1,000	54	0,5146	88	0,3239
21	0,9510	55	0,5064	89	0,3202
22	0,9579	56	0,4985	90	0,3165
23	0,9358	57	0,4907	91	0,3130
24	0,9142	58	0,4832	92	0,3095
25	0,8937	59	0,4759	93	0,3060
26	0,8737	60	0,4688	94	0,3027
27	0,8545	61	0,4618	95	0,2994
28	0,8360	62	0,4550	96	0,2962
29	0,8180	63	0,4483	97	0,2930
30	0,8007	64	0,4418	98	0,2899
31	0,7840	65	0,4355	99	0,2868
32	0,7679	66	0,4293	100	0,2838

BẢNG 7
Độ nhớt động lực của glycerin

Nhiệt độ, °C	Độ nhớt, Cp	Nhiệt độ °C	Độ nhớt, Cp	Nhiệt độ, °C	Độ nhớt, Cp
0	12100	40	330	100	13
5	7050	50	180	120	5,2
10	3950	60	102	140	1,8
15	2350	70	59	160	1,0
20	1480	80	35	180	0,45
30	600	90	21	200	0,22

BẢNG 8
Độ nhớt động lực một số dung dịch

Chất hòa tan	Nồng độ % khối lượng	Độ nhớt, Cp				
		0°C	20°C	30°C	40°C	60°C
NaOH	5	-	1,3	1,05	0,85	-
	15	-	2,78	2,10	1,65	-
	25	-	7,42	5,25	3,86	-
NaCl*	5	1,86	1,07	0,87	0,71	0,51
	15	2,27	1,36	1,07	0,89	0,64
	25	3,31	1,89	-	-	-
$NaNO_3$	10	-	1,07	0,83	0,72	0,54
	20	-	1,18	1,03	0,86	0,62
	30	-	1,33	1,3	1,07	0,79
Na_2CO_3	10	-	1,74	1,38	1,1	-
	20	-	4,02	2,91	2,25	-
	30	-	-	8,35	5,6	-
KOH	10	-	1,23	1,0	0,83	-
	20	-	1,63	1,33	1,11	-
	30	-	2,36	1,93	1,57	-
KCl	5	1,7	0,99	0,8	0,66	0,48
	15	1,58	1,0	0,83	0,69	0,52
	20	-	1,02	0,85	0,72	0,54
KNO_3	5	1,68	0,98	0,8	0,66	0,49
	15	-	0,98	0,8	0,69	0,51
	30	-	-	0,89	-	-
NH_4NO_3	10	1,58	0,96	0,79	0,66	0,5
	30	1,51	1,0	0,84	0,73	0,57
	30	-	1,33	1,14	0,99	0,77
$MgCl_2$	10	2,8	1,5	-	-	-
	20	5,3	2,7	-	-	-
	35	19,3	10,1	-	-	-
$CaCl_2$**	10	2,17	1,27	-	-	-
	20	3,14	1,89	-	-	-
	35	8,9	5,1	-	-	-

BẢNG 9

Độ nhớt động lực của các chất lỏng và dung dịch phụ thuộc nhiệt độ

Chất	Độ nhớt, cp											
	−20°C	−10°C	0°C	10°C	20°C	30°C	40°C	50°C	60°C	80°C	100°C	120°C
Acid nitric 100%	1,49	1,24	1,05	0,92	0,8	0,72	0,64	0,57	0,5	0,39	0,35	1,31
Acid nitric 50%		4	3,05	2,4	1,88	1,55	1,28	1,07	0,9	0,68	0,53	0,44
Amiac lỏng	0,258	0,251	0,244	0,235	0,226	0,217	0,208	0,199	0,19	-	-	-
Nước amiac 25%	-	-	-	1,72	1,3	1,05	0,855	0,71	0,6	0,42	0,32	0,23
Anilin	-	-	10,2	6,5	4,4	3,12	2,3	1,8	1,5	1,1	0,8	0,59
Aceton	0,5	0,442	0,395	0,356	0,322	0,293	0,268	0,246	0,23	0,2	0,17	0,15
Benzen	-	-	0,91	0,76	0,65	0,56	0,492	0,436	0,39	0,316	0,261	0,219
Rượu Butylic	10,3	7,4	5,19	3,87	2,95	2,28	1,78	1,41	1,14	0,76	0,54	0,38
Nước	-	-	1,79	1,31	1,0	0,801	0,656	0,549	0,469	0,357	0,284	0,232
Hexan	0,479	0,426	0,397	0,355	0,32	0,29	0,264	0,241	0,221	0,19	0,158	0,182
Glyxerin 50%	-	-	12	8,5	6,05	1,25	3,5	2,6	2	1,2	0,73	0,45
SO_2 lỏng	0,455	0,41	0,368	0,334	0,304	0,279	-	-	-	-	-	-
Dicloêtan	1,54	1,24	1,08	0,95	0,84	0,74	0,65	0,565	0,51	0,42	0,36	0,31
Ete dietyl	0,364	0,328	0,296	0,268	0,243	0,22	0,199	0,182	0,166	0,14	0,118	0,1
Rượu izo propylic	10,1	6,8	4,6	3,26	2,39	1,76	1,33	1,03	0,8	0,52	0,38	0,29
Dung dịch												
Canxi clorua 25%	10,6	7	4,47	3,36	2,74	2,25	1,85	1,55	-	-	-	-
Rượu mêtilic 100%	1,16	0,97	0,817	0,68	0,584	0,51	0,45	0,396	0,351	0,29	0,24	0,21
Rượu mêtilic 40%	-	-	3,65	2,54	1,84	1,37	-	-	-	-	-	-
Acid muravic	-	-	-	2,25	1,78	1,46	1,22	1,03	0,89	0,68	0,54	0,4
Dung dịch xút 50%	-	-	-	-	-	46	25	16	8,03	5,54	3,97	3,42
Dung dịch xút 40%	-	-	-	-	40	23	14	9,2	5,44	3,62	2,72	2,37
Dung dịch xút 30%	-	-	-	-	13	9	6,3	4,6	3,4	2,16	1,82	1,71
Dung dịch xút 20%	-	-	-	-	4,48	3,3	2,48	2	1,63	1,27	1,15	1,08
Dung dịch xút 10%				-	1,86	1,45	1,16	0,98	0,91	0,7	0,65	0,6
Dung dịch												
Natri clorua 20%	-	4,08	2,67	1,99	11,56	1,24	1,03	0,87	0,74	0,57	0,46	0,38
Nitrobenzen	-	-	3,09	2,46	2,01	1,69	1,44	1,24	1,09	0,87	0,7	0,58
Ôctan	0,968	0,829	0,703	0,61	0,54	0,479	0,423	0,386	0,35	0,291	0,315	0,08
Ôlcum 20%	-	-	95	60	36,6	28,8	20,8	12,8	9	5,3	-	-

Chất	Độ nhớt, Cp											
	−20°C	−10°C	0°C	10°C	20°C	30°C	40°C	50°C	60°C	80°C	100°C	120°C
Acid sunfuric 98%	-	-	55	37	25,8	17,1	12,9	9,46	7,5	4,1	2,7	
Acid sunfuric 92%	130	90	48	32	23,1	15,6	11,8	8,4	6,7	3,8	2,5	1,95
Axít sunfuric 75%	95	50	30	20	13,9	10,6	8,1	5,9	4,6	2,8	1,9	1,45
Axít sunfuric 60%	20	15	10,5	7,7	5,52	4,08	3,42	2,8	2,4	1,5	4,07	0,9
Cacbon sunfua CS_2	0,556	0,488	0,433	0,396	0,366	0,3191	0,29	0,27	0,25	0,21	0,19	0,17
Axít clohydric 30%	-	-	-	2,1	1,7	1,18	1,3	-	-	-	-	-
Tôluen	1,06	0,9	0,768	0,667	0,586	0,522	0,466	0,42	0,381	0,319	0,271	0,231
Axít citric 100%	-	-	-	-	1,22	1,04	0,9	0,79	0,7	0,56	0,46	0,37
Axít citric 50%	-	-	4,35	3,03	2,21	1,7	1,35	1,11	0,92	0,65	0,5	0,4
Fênol (nóng chảy)	-	-	-	-	11,6	7	4,77	3,43	2,56	1,59	1,05	0,78
Clobezen	1,48	1,24	1,06	0,91	0,8	0,71	0,64	0,57	0,52	0,435	0,37	0,32
Cloroform	0,9	0,79	0,7	0,63	0,57	0,51	0,466	0,426	0,39	0,33	0,29	0,26
Cacbon clorua CCl_4	1,9	1,68	1,35	1,13	0,97	0,84	0,74	0,65	0,59	0,472	0,387	0,323
Etyl acetat	0,79	0,67	0,578	0,507	0,449	0,4	0,36	0,326	0,297	0,248	0,21	0,178
Etanol 100%	2,38	2,23	1,78	1,46	1,19	1,0	0,825	0,701	0,591	0,435	0,326	0,248
Etanol 80%	-	-	3,69	2,71	2,01	1,53	1,2	0,97	0,79	0,57	0,52	0,43
Etanol 60%	-	-	5,75	3,77	2,67	1,93	1,45	1,13	0,9	0,6	0,45	0,34
Etanol 40%	-	-	7,14	4,39	2,91	2,02	1,48	1,13	0,89	0,6	0,44	0,34
Etanol 20%	-	-	5,32	3,17	2,18	1,55	1,16	0,91	0,74	0,51	0,38	0,3

BẢNG 10
Hằng số nguyên tử của độ nhớt.

Nguyên tử	H	O	N	Cl	Br	I	C
Hằng số nguyên tử	2,7	29,7	37,0	60,0	79,0	110,0	50,2

Số TT	Đặc tính liên kết và nhóm	Hiệu chỉnh đối với hằng số p
1	Nối dôi	- 15,5
2	Vòng năm	- 24,0
3	Vòng sáu	- 21,0
4	Mạch nhánh vòng sáu	
	Khối lượng phân tử < 17	- 9,0
	Khối lượng phân tử > 16	- 17,0
5	Vị trí orto- và para- các nhóm thế thứ 2	+ 3,0
6	Vị trí mêta- các nhóm thế thứ 2	+ 1,0
7	$\genfrac{}{}{0pt}{}{R}{R}{>}CH-CH{<}\genfrac{}{}{0pt}{}{R}{R}$	+ 8,0
8	$R-\overset{R}{\underset{R}{C}}-R$	+ 13,0
9	$R-C\genfrac{}{}{0pt}{}{\nearrow O}{\searrow H}$	+ 16,0
10	$R-C\genfrac{}{}{0pt}{}{\nearrow O}{\searrow CH_3}$	+ 5,0
11	(X - nhóm âm) - $CH = CHCH_2X$	+ 4,0
12	(X - nhóm âm) $\genfrac{}{}{0pt}{}{R}{R}{>}CH-X$	+ 6,0
13	OH	+ 24,7
14	COO	- 19,6
15	COOH	- 7,9
16	NO_2	- 16,4

BẢNG 11
Giá trị $\sqrt{MT_{th}}$ của một số chất khí

Khí	M	T_{kp}, K	$\sqrt{MT_{th}}$
Hơi nước	18	647	108
Không khí	29	132,7	61,9
Cacbonic CO_2	44	304	115,5
Nitơ	28	126	59,5
Ôxy	32	154	70,2
Hyđrô	2	33	8,13
Ôxyt Cacbon CO	28	134	61,4
Mêtan	16	190	55,1
Êtylen	28	283	89,0
Êtan	30	305	95,6
Prôpan	44	370	128
Butan	58	426	157
Pentan	-	470	184
Hexan	86	508	209

BẢNG 12
Độ nhám trung bình của thành ống dẫn

Ống dẫn	e, mm
Ống thép đúc và hàn ít rỉ	0,2
Ống thép cũ bị rỉ nhiều	0,67
Ống bằng tole lợp nhà	0,125
Ống gang dẫn nước	1,4
Ống nhôm nhẵn	0,015-0,06
Ống mới đúc từ đồng đỏ, đồng thau thủy tinh	0,0015-0,01
Ống bêton bề mặt nhẵn	0,3-0,8
Ống bêton bề mặt nhám	3-9
Ống dẫn dầu và dẫn hơi bão hòa	0,2
Ống dẫn hơi nước làm việc định kỳ	0,5
Ống dẫn khí nén từ máy nén không khí	0.8
Ống dẫn hơi (nước) ngung tụ làm việc gián đoạn	1,0

BẢNG 13
Hệ số trở lực cục bộ

Dạng trở lực	Giá trị hệ số trở lực ξ
Lối vào ống dẫn	Với mép nhọn $\xi = 0,5$ Với mép lượn $\xi = 0,2$
Lối ra ống dẫn	Khi tính Δp theo công thức (1.49) thì trở lực này không cần lưu ý: $\xi = 1$
Màng chắn (lỗ) có mép sắc trong ống thẳng	Khi $\frac{\delta}{d_o} = 0 \div 0,015$ tổn thất áp suất $\Delta p = \xi \frac{\rho \omega_T^2}{2}$

d_o - đường kính lỗ màng chắn, m;
δ - bề dày màng chắn, m;
ω_o - vận tốc trung bình dòng chảy qua lỗ, m/s;
ω_T - vận tốc trung bình trong ống m/s; $m = \left(\frac{d_o}{D}\right)^2$;
D - đường kính ống, m;

Giá trị ξ xác định theo bảng

0,02	0,04	0,06	0,08	0,1	0,12	0,14	0,16	0,18	0,20	0,22	
ξ	7000	1670	730	400	245	165	117	86,0	65,5	51,5	40,0
m	0,24	0,26	0,28	0,30	0,34	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9
ξ	32,0	26,8	22,3	18,2	13,1	3,25	4,00	2,00	0,97	0,42	0,13

Cút ống tròn hay vuông

d - đường kính trong của ống dẫn, m; R_o - bán kính

Hệ số trở lực $\xi = AB$ được xác định theo bảng

Góc φ, độ	20	30	45	60	90	110	130	150	180
A	0,34	0,45	0,6	0,78	1,0	1,43	1,20	1,28	1,40
R_o/d		1,0	2,0	4,0	6,0	15	30	50	
B		0,21	0,15	0,11	0,09	0,05	0,04	0,03	

Dạng trở lực	Giá trị hệ số trở lực ξ				
Cút 90°, gang	Đường kính tương đương, mm	12,5	25	37	50
	ξ	2,2	2	1,6	1,1

Van thường

Giá trị ξ khi van mở hoàn toàn

D, mm	13	20	40	80	100	150	200	250	350
ξ	10,8	8,0	4,9	4,0	4,1	4,4	4,7	5,1	5,5

Dạng trở lực	Giá trị hệ số trở lực ξ

Van thẳng

Khi $Re = \frac{\omega D}{p} \geq 3 \,.\, 10^5$ giá trị ξ được xác định theo bảng

D	25	38	50	65	76	100	150	200	250
ξ	1,04	0,85	0,79	0,65	0,60	0,50	0,42	0,36	0,32

Khi $Re < 3 \,.\, 10^5$ hệ số trở lực $\xi = \xi_1 \,.\, K$. Giá trị ξ_1 xác định như khi $Re \geq 3 \,.\, 10^5$ còn giá trị K theo bảng sau:

Re	5000	10000	20000	50000	100000	200000	300000
K	1,40	1,07	0,94	0,88	0,91	0,93	1

Vòi

Đường kính qui ước, mm	13	19	25	32	38	50
ξ	1	2	2	2	2	2

Van chặn

Đường kính quy ước mm	15 ÷ 100	175 ÷ 200	≥ 300
ξ	0,5	0,25	0,15

Đột mở

F_o - diện tích miệng vào, m^2;
ω_o - vận tốc vào, m/s;
F_1 - diện tích miệng ra, m^2;
$Re = \frac{\omega_o d_e}{\nu}$
$\Delta p = \xi(\rho\omega_o^2) / 2$

$Re = \frac{w_o d_e}{\nu}$	F_o / F_1					
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6
10	3,1	3,1	3,1	3,1	3,1	3,1
100	1,70	1,40	1,20	1,10	0,90	0,80
1000	2,0	1,60	1,30	1,05	0,90	0,60
3000	1,00	0,70	0,60	0,40	0,30	0,20
≥ 3500	0,81	0,64	0,50	0,36	0,25	0,16

Đột thu

F_o - diện tích miệng ra, m^2;
ω_o - vận tốc ra, m/s;
F_1 - diện tích miệng vào, m^2;

$Re = \frac{w_o d_o}{\nu}$	F_o / F_1					
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6
10	5,0	5,0	5,0	5,0	5,0	5,0
100	1,30	1,20	1,10	1,00	0,90	0,80
1000	0,64	0,50	0,44	0,35	0,30	0,24
10000	0,5	0,40	0,35	0,30	0,25	0,20
> 10000	0,45	0,40	0,35	0,30	0,25	0,20

BẢNG 14
Giá trị đường kính tương đương d_e và hệ số A khi chảy màng

Dạng tiết diện	d_e	A
Tròn đường kính d	d	64
Vuông có cạnh a	a	57
Tam giác đều cạnh a	0,58a	53
Vòng khuyên rộng a	2a	96
Hình chữ nhật cạnh a × b:		
a/b ≈ 0	2a	96
a/b ≈ 0,1	1,81a	85
a/b ≈ 0,25	1,6a	73
a/b ≈ 0,5	1,3a	62
Elip (a-bán trục nhỏ, b-bán trục lớn)		
a/b ≈ 0,1	1,55a	78
a/b ≈ 0,3	1,4a	73
a/b ≈ 0,5	1,3a	68

BẢNG 15
Hệ số lưu lượng của màng chắn

$Re = \frac{\omega d \rho}{\mu}$	m = 0,05	m = 0,1	m = 0,2	m = 0,3	m = 0,4	m = 0,5	m = 0,6	m = 0,7
5000	0,6032	0,6110	0,6341	-	-	-	-	-
10000	0,6026	0,6092	0,6261	0,6530	0,6890	0,7367	0,7975	-
20000	0,5996	0,6050	0.6212	0,6454	0,6765	0.7186	0,7753	0,8540
30000	0,5990	0,6038	0.6187	0,6403	0,6719	0,7124	0,7650	0,8404
50000	0,5984	0,6032	0,6168	0,6384	0,6666	0,7047	0,7553	0,8276
100000	0,5980	0,6026	0,6162	0,6359	0,6626	0,6992	0,7472	0,8155
400000	0,5978	0,6020	0,610	0,6340	0.6600	0,6950	0.7398	0,8019

d- đường kính trong ống dẫn (m);

ω - vận tốc trung bình trong ống (m/s);

d_o - đường kính lỗ (m);

$m = (d_o / d)^2$

BẢNG 16
Giá trị hệ số hiệu chỉnh k

Đường kính ống (m)	m = 0,1	m = 0,2	m = 0,3	m = 0,4	m = 0,5	m = 0,6	m = 0,7
0,05	1,0037	1,0063	1,0082	1,0118	1,0144	1,0172	1,02
0,10	1,0024	1,0045	1,0064	1,0065	1,0108	1,013	1,0148
0,20	1,0017	1,0023	1,0034	1,004	1,0052	1,006	1,007
0,30	1,0005	1,001	1,001	1,001	1,001	1,001	1,001

$m = (d / d_o)^2$

BẢNG 17
Đặc tính vật liệu đệm của vật liệu dạng khoanh và cục

Dạng vật đệm	Kích thước vật đệm (mm)	Số vật đệm trong 1 m^3 đệm	Thể tích tự do (m^3 / m^3)	Bề mặt tự do riêng (m^2 / m^3)	Khối lượng 1 m^3 vật liệu (kg/m^3)
Vòng sứ	8 × 8 × 8 × 1,5	1465000	0,64	570	600
Vòng gốm	15 × 15 × 2	250000	0,70	330	690
Vòng gốm	25 × 25 × 3	53200	0,74	204	532
Vòng gốm	35 × 35 × 4	20200	0,78	140	505
Vòng gốm	50 × 50 × 5	6000	0,785	87,5	530
Vòng thép	35 × 35 × 2,5	19000	0,83	147	-
Vòng thép	50 × 50 × 1	6000	0,95	110	430
Đá tròn	42	14400	0,388	80,5	-
Andezit cục	43,2	12600	0,565	68	1200
Cốc cục	42,6	14000	0,56	77	455
Cốc cục	40,8	15250	0,545	86	585
Cốc cục	28,6	27700	0,535	110	660
Cốc cục	24,4	64800	0,532	120	600
Cục xúc tác tổng hợp NH_3	6,1	5200000	0,465	960	2420
Viên xúc tác chuyển hóa CO	d = 11,5; h = 6	1085000	0,38	460	1100
Viên xúc tác acid sunfuric (Vanadi)	d = 11; h = 6,5	1000000	0,43	415	614

BẢNG 18

Đặc tính đệm bằng thanh (thanh gỗ)

Tiết diện thanh	Kích thước tiết diện (mm)	Khoảng cách giữa các thanh (mm)	Khoảng cách giữa các dây (mm)	Bề mặt riêng (m^2/m^3)
Chữ nhật	12,5 × 100	25,0	20	50
	12,5 × 100	12,5	20	75
	12,5 × 100	10,0	20	89
Tam giác	30 × 30 × 30	30	12,5	78

BẢNG 19

Áp suất khí quyển tại các độ cao so mặt biển (1 mm H_2O = 9,81 Pa)

Độ cao so mặt biển (m)	- 600	0	+ 100	200	300	400	500	600	700	800	900	1000	1500
Áp suất khí quyển A (m cột nước)	11,3	10,3	10,2	10,1	10,0	9,8	9,7	9,6	9,5	9,4	9,3	9,2	8,6

BẢNG 20

Độ cao hút cho phép (m) khi bơm nước bằng bơm pistông

Tốc độ quay bơm v/phút	[illegible] độ °C						
	0	20	30	40	50	60	70
50	7	6,5	6	5,5	4	2,5	0
60	6,5	6	5,5	5	3,5	2	0
90	5,5	5	4,5	4	2,5	1	0
120	4,5	4	3,5	3	1,5	0,5	0
150	3,5	3	2,5	2	0,5	0	0
180	2,5	2	1,5	1	0	0	0

BẢNG 21
Giá trị hằng số C và m của các loại cánh khuấy

Dạng cánh khuấy	Đặc tính hình học			Hằng số		Ghi chú
	H_o/d	D/d	h/d	c	m	
Cánh dôi	2	2	0,36	111,0	1,0	Re < 20
				14,35	0,31	Re = 100 ÷ 5 . 10^4
	3	3	0,33	6,8	0.2	
Cánh dôi với độ nghiêng 45°	3	3	0,33	4,05	0,2	
Loại 4 cánh	3	3	0,33	8,52	0,2	
Loại 4 cánh nghiêng lên 45°	3	3	0,33	5,05	0,2	
Loại 4 cánh nghiêng lên 60°	3	3	0,33	6,30	0,18	
Mỏ neo 2 cánh	1,11	1,11	0,11	6,2	0,25	
Mỏ neo 4 cánh	1,11	1,11	0,11	6,0	0,25	Dạng cánh tròn
Cánh bướm 2 cánh nghiêng 22°5	3	3	0,33	0,985	0,15	
Cánh bướm 3 cánh	3,5	3,8	1	230	1,67	Re < 30
				4,63	0,35	Re < 3 . 10^3
				1,19	0,15	Re > 3 . 10^3
Tuabin 3 cánh với lỗ vào 37 mm	3	3	0,33	3,90	0,2	
Tuabin 6 cánh có bộ phận hướng dòng	1,78	2,4	0,25	5,98	0,15	

BẢNG 22
Sức căng bề mặt các chất lỏng

Chất lỏng	Nhiệt độ, °C	Sức căng bề mặt, σ . 10^3 N/m
Ni to lỏng	- 196	8.5
Oxy lỏng	- 183	13,2
Dầu ôliu	+ 20	32,0
Parafin loảng	+ 25	26,4
Dầu thông	+ 15	27,3

BANG 23
Sức căng bề mặt dung dịch trong nước

Chất hòa tan	Nhiệt độ °C	Giá trị $\sigma . 10^3$ N/m ở các nồng độ (% khối lượng)			
		5	10	20	50
Na_2SO_4	18	73,8	75,2	-	-
Na_2SO_3	30	72,1	72,8	74,4	79,8
KCl	18	73,6	74,8	77,3	-
KNO_3	18	73,0	73,6	75,0	-
K_2CO_3	10	75,8	77,0	79,2	106,4
NH_4OH	18	66,5	63,5	59,3	-
NH_4Cl	18	13,3	74,5	-	-
NH_4NO_3	100	59,2	60,1	61,6	67,5
$MgCl_2$	18	73,8	-	-	-

BẢNG 24
Sức căng bề mặt phụ thuộc nhiệt độ

Chất	Sức căng bề mặt $\sigma . 10^3$ (N/m)							
	– 20°C	0°C	20°C	40°C	60°C	80°C	100°C	120°C
Axid nitric 100%	48,3	44,8	41,4	38,2	35,2	32,4	29,8	27,4
Axid nitric 50%	68,2	65,4	62,2	58,8	55,2	51,5	47,5	
NH_3 lỏng	38	27	21,2	16,8	12,8	-	-	0
Dung dịch NH_3	-	65,7	62,9	59,7	56,3	52,7	49	45
Anilin	-	42,9	40,6	38,3	36	33,7	31,4	
Axeton	28,7	26,2	23,7	21,2	18,6	16,2	13,8	11,4
Benzen	-	31,7	29	26,3	23,7	21,3	18,8	16,4
Rượu etylic	28	26,2	24,6	22,9	21,2	19,5	17,8	16
Nước	-	75,6	72,8	69,6	66,2	62,6	58,9	54,9
Hexan	22,6	20,5	18,4	16,3	14,2	12,1	10	7,9
Glyxerin 50%	-	72,4	69,6	66,4	63	59,4	55,7	51,7
SO_2 (lỏng)	31	26,8	22,7	18,8	14,8	-	-	
Etedietyl	22	19,5	17	14,6	12,4	10,2	8	6,1
Dicloetan	37,8	35	32,2	29,5	26,7	24	21,3	18,6

Chất	Sức căng bề mặt $\sigma \cdot 10^3$ (N/m)							
	– 20°C	0°C	20°C	40°C	60°C	80°C	100°C	120°C
Rượu iso propylic	24,7	23,2	21,7	20,1	18,5	17	15,5	14
Dòng dịch $CaCl_2$	89,4	86,6	83,8	80,6	77,2	73,6	69,9	65,9
Rượu mêtylic 100%	26,6	24,5	22,6	20,9	19,3	17,6	15,7	13,6
Acid muravic	-	39,8	37,6	35,5	33,3	31,2	29	26,8
Dung dịch xút 50%	-	-	130	130	129	129	128	128
Dung dịch xút 40%	-	-	108	108	107	107	106	106
Dung dịch xút 30%	-	-	97	96,4	95,8	95,3	94,4	93,6
Dung dịch xút 20%	-	-	85,8	85	84,7	83,2	81,3	79,6
Dung dịch xút 10%	-	-	77,3	76,1	75	73	70,7	69
Dung dịch NaCl 20%	-	82,6	79,8	76,6	73,2	69,6	65,9	61,9
Nitrobenzen	-	46,4	43,9	41,4	39	36,7	34,4	32,2
Oktan	25,8	23,8	21,8	19,8	17,9	15,9	13,9	11,9
Axit sunfuric 98%	-	55,9	55,1	54,3	53,7	53,1	52,5	51,9
Axit sunfuric 92%	63	61,9	60,9	60,9	60,3	59,7	59,1	58,5
Axit sunfuric 75%	74,1	73,6	73,1	72,6	72,1	71,6	71,1	70,6
Axit sunfuric 60%	77,3	76,7	76,1	75,4	74,5	73,6	72,7	71,8
CS_2	38,3	35,3	32,3	29,4	26,5	23,6	20,7	17,8
Axit clohydric 30%	-	72,6	69,8	66,6	63,2	59,6	55,9	51,9
Toluen	33	30,7	28,5	26,2	23,8	21,5	19,4	17,3
Acid axetic 100%	-	29,7	27,8	25,8	23,8	21,8	19,8	18
Acid axetic 50%		43	40	37	33	30	27	24
Phenol (lỏng)	-	43,1	40,9	38,8	36,6	34,4	32,2	30
Clobenzen	38,4	36	33,6	31,1	28,8	26,5	24,1	21,8
Cloroform	32,8	30	27,2	24,4	21,7	19	16,3	13,6
CCl_4	31	29,5	26,9	24,5	22	19,6	17,3	15,1
Etylaxetat	29,5	26,9	24,3	21,7	19,2	16,8	14,4	12,1
Cồn etylic 100%	25,7	24	22,3	20,6	19	17,3	15,5	13,4
Cồn etylic 80%	-	26	25	23	21	20	18	16
Cồn etylic 60%	-	28	27	25	23	22	20	18
Cồn etylic 40%	-	32	30	28	26	24	22	19
Cồn etylic 20%	-	40	38	36	33	31	29	27

BẢNG 25

Nhiệt dung riêng vật liệu rắn từ 0-100°C. kJ/kg.K

Nhôm	0,92	Than đá	1,30
Amiăng	0,84	Thạch cao	0,80
Bêtông	1,13	Gạch đỏ	0,92
Đồng	0,385	Gạch chịu lửa	0,88-1,01
Viniplast	1,76	Cốc	0,84
Đất sét	0,92	Đồng thau	0,394
Gỗ thông	2,72	Nước đá	2,14
Sắt	0,50	Đồ đúc	0,84
Vôi	0,92	Manhê	0,92
Cao lanh	0,92	Đồng đỏ	0,385
Phấn	0,88	Thủy tinh	0,42-0,84
Naphtalin	1,30	Tectolit	1,47
Parafin	2,72	Xenlulo	1,55
Cánh khô	0,80	Kẽm	0,38
Nút chai (lie)	1,68	Gang	0,50
Cao su	1,68	Lông thú	1,63
Chì	0,13	Xỉ	0,75
Thép	0,50		

BẢNG 26

Nhiệt dung riêng trung bình một số chất lỏng, kJ/kg.K

N_2 lỏng	2,01	O_2 lỏng	1,68
Axit nitric	2,77	Dầu máy	1,68
NH_3	4,19	Nitrobenzen	1,38
Benzen	1,84	SO_3	1,34
Hexan	2,51	Dầu thông	1,76
Dầu lửa	2,10	Phenol	2,35

BẢNG 27
Nhiệt dung riêng của khí ở p_{abs} = 1 atm, kJ/kmol.K
(1 atm = 760 mmHg = 1011325 Pa)

Khí	Nhiệt độ, °C			
	0	100	300	600
N_2, U_2, CO, Không khí	29,0	29,3	30,0	31,0
NH_3	35,3	37,9	43,2	50,1
H_2	29,1	29,3	29,7	30,4
Hơi nước	35,0	35,5	36,7	39,3
CO_2, SO_2	38,6	41,1	45,7	54,3
Metan	35,7	39,7	47,8	59,8
H_2S	34,3	35,8	38,8	43,3
Cl_2	36,3	36,4	36,7	37,0

(*) Có thể dùng gần đúng cho trường hợp áp suất vài atm.

λ

BẢNG 28
Hệ số dẫn nhiệt của một số vật liệu từ 0–100°C

Vật liệu	Khối lượng riêng (kg/m^3)	Hệ số dẫn nhiệt λ W/m.K
Amiăng	600	0,151
Bêtông	2300	1,28
Viniplast	1380	0,163
Sợi lông	300	0,047
Gỗ thông ngang thớ	600	0,140-0,174
Gỗ thông dọc thớ	600	0,384
Lớp gạch thường	1700	0,698-0,814
Lớp gạch chịu lửa	1840	1,05
Lớp gạch cách nhiệt	600	0,116-0,209
Sơn dầu	-	0,233
Nước đá	920	2,33
Đá	3000	0,698

Vật liệu	Khối lượng riêng (kg/m^3)	Hệ số dẫn nhiệt λ W/m.K
Manhê 85% (bột)	216	0,070
Cặn nước	-	1,163-3,49
Mùn cưa gỗ	230	0,070-0,093
Nhựa bọt	30	0,047
Cát khô	1500	0,349-0,314
Mảnh vụn li-e	160	0,047
Lớp rỉ sét	-	1,16
Sôvelit	450	0,098
Thủy tinh	2500	0,698-0,814
Bông thủy tinh	200	0,035-0,070
Testolit	1380	0,244
Tấm than bùn ép	220	0,064
Fao lít	1730	0,419
Bông xỉ	250	0,076
Men	2350	0,872-1,163
Các kim loại		
Nhôm	2700	203,5
Đồng thanh	8000	64,0
Đồng thau	8500	93,0
Đồng đỏ	8800	384
Chì	11400	34,9
Thép	7850	46,5
Thép không rỉ	7900	17,5
Gang	7500	46,5-93,0

BẢNG 29

Hệ số dẫn nhiệt của chất lỏng và dung dịch

Chất	Nồng độ (% khối lượng)	Nhiệt độ, °C	Hệ số dẫn nhiệt W/m.K
$BaCl_2$	21	32	0,58
KBr	40	32	0,50
KOH	21	32	0,58
	42	32	0,55
K_2SO_4	10	32	0,60
KCl	15	32	0,58
	30	32	0,56
$MgSO_4$	22	32	0,59
$MgCl_2$	11	32	0,58
	29	32	0,52
$CuSO_4$	18	32	0,58
NaBr	20	32	0,57
	40	32	0,54
Na_2CO_3	10	32	0,58
NaCl	12,5	32	0,58
H_2SO_4	30	32	0,52
	60	32	0,44
	90	32	0,35
HCl	12,5	32	0,52
	25	32	0,48
	38	32	0,44
NH_3 lỏng	100	0	0,541
	100	100	0,314
Điclo etan	100	0	0,1396
Axit axetic	50	0	0,314
	50	100	0,477
Clobenzen	100	0	0,132
Cloform	100	100	0,1128
	100	0	0,142
	100	100	0,0919

BẢNG 30
Hệ số dẫn nhiệt các khí ở p_{abs} = 1 atm, (W/m.K)

Khí	Nhiệt độ °C			
	0	50	100	200
N_2	0,0233	0,0267	0,0314	0,0384
NH_3	0,0209	0,0256	0,0314	-
H_2	0,1628	0,1861	0,2210	0,2559
Hơi nước	0,0163	0,0198	0,0244	0,0326
Không khí	0,0244	0,279	0,326	0 0395
O_2	0,0244	0,0291	0,0326	0,4007
Mêtan	0,0302	0,0361	0,0465	-
CO	0,0221	0,0244	-	-
CO_2	0,0140	0,0186	0,0233	0,0314
Etan	0,0174	0,0233	0,0314	-
Etylen	0,0163	0,0209	0,0267	-

BẢNG 31
Hệ số dẫn nhiệt trung bình của lớp bẩn trên đường ống

Chất tải nhiệt	Hệ số dẫn nhiệt $\frac{1}{r_{bẩn}}$, $\frac{W}{m^2.K}$
Nước bẩn	1400-1860(*)
Nước chất lượng trung bình	1860-2900(*)
Nước chất lượng cao	2900-5800(*)
Nước sạch	2900-5800(*)
Nước cất	11600
Sản phẩm dầu mỏ sạch, dầu mỏ, hơi tác nhân lạnh	2900
Dầu thô	1160
Chất lỏng hữu cơ, nước muối, tác nhân lạnh lỏng	5800
Hơi nước (có dầu)	5800
Hơi hữu cơ	11600
Không khí	2800

(*) Đối với nước thì giá trị nhỏ ứng với nhiệt độ cao hơn

BẢNG 32

Hệ số dãn nở thể tích của chất lỏng ở –20°C (K^{-1})

Chất lỏng	$\beta . 10^5$	Chất lỏng	$\beta . 10^5$
Xăng	125	Pentan	159
Glyxerin	53	Dung dịch $CaCl_2$ 6%	25
Dầu lửa	100	Dung dịch $CaCl_2$, 41%	46
m-xilon	101	Dung dịch NaCl 26%	44
Dầu ô liu	70	Dầu thông	94
Dầu parafinic	90	Cồn amylic	93

Giá trị β đối với các dung dịch thì xem "Đanilova G.N. Tuyển tập tính toán và bài tập truyền nhiệt "M-L.1961"

BẢNG 33

Hệ số dãn nở thể tích β của chất lỏng và dung dịch theo nhiệt độ ($\beta . 10^3$)

Chất	−20°C	0°C	20°C	40°C	60°C	80°C	100°C	120°C
Axít nitric	-	0,84	0,88	0,92	0,97	1,03	1,09	-
NH_3 lỏng	1,84	2,15	2,42	2,8	3,2	4,3	6,2	14,5
Anilin	-	0,88	0,84	0,86	0,88	0,91	0,95	1,01
Axeton	1,31	1,35	1,43	1,52	1,62	1,88	2	2,12
Benzen	-	1,18	1,22	1,26	1,3	1,37	1,43	1,57
Rượu butylic	0,83	0,85	0,88	0,91	0,94	0,98	1,03	1,09
Nước	-	-0,06	0,21	0,39	0,53	0,63	0,75	0,86
Hexan	1,16	1,22	1,37	1,48	1,57	1,7	1,85	1,97
SO_2 lỏng	1,64	1,75	1,92	2,23	2,61	3,15	3,9	4,4
Dicloetan	1,07	1,11	1,16	1,21	1,26	1,31	1,37	1,44
Ete dietyl	1,45	1,51	1,63	1,76	1,85	2,16	2,6	3,1
Rượu isopropylic	0,98	1,01	1,05	1,08	1,12	1,16	1,2	1,27
Dung dịch $CaCl_2$ 25%	0,35	0,35	0,39	0,43	0,46	0,49	0,51	0,55
Rượu metylic	1,09	1,14	1,19	1,27	1,3	1,42	1,61	1,81
Axit muravic	-	0,98	0,99	1,01	1,04	1,08	1,13	1,16
Dung dịch xút 50%	-	0,48	0,48	0,47	0,47	0,47	0,46	0,48
Dung dịch xút 40%	-	0,47	0,47	0,48	0,49	0,5	0,51	0,52
Dung dịch xút 30%	-	0,44	0,46	0,48	0,05	0,52	0,55	0,58
Dung dịch xút 20%	-	0,41	0,45	0,48	0,51	0,55	0,59	0,63
Dung dịch xút 10%	-	0,34	0,4	0,46	0,51	0,57	0,63	0,69
Dung dịch NaCl 20%	-	0,36	0,41	0,46	0,5	0,54	0,58	0,62
Nitrobenzen	-	0,81	0,82	0,84	0,86	0,88	0,89	0,91
Oktan	1,09	1,11	1,14	1,17	1,22	1,27	1,34	1,42
Axit sulfuric 98%	0,56	0,48	0,53	0,53	0,52	0,51	0,5	1,42
Axit sulfuric 92%	0,58	0,58	0,58	0,57	0,56	0,56	0,55	0,55
Axit sulfuric 75%	0,58	0,61	0,58	0,56	0,55	0,55	0,55	0,54
Axit sulfuric 60%	0,58	0,58	0,56	0,55	0,55	0,54	0,53	0,53
CaS_2	1,13	1,14	1,19	1,28	1,41	1,6	1,84	2,05
Axít HCl	-	0,52	0,52	0,51	0,5	0,52	0,56	0,6
Toluen	1	1,04	1,07	1,11	1,17	1,24	1,33	1,44
A.axetic	-	1,05	1,07	1,11	1,14	1,18	1,23	1,3
Phenol lỏng	-	0,75	0,79	0,82	0,86	0,9	0,95	0,99
Clobenzen	0,92	0,94	0,97	1,0	1,03	1,07	1,11	1,16
Cloroform	1,18	1,22	1,271	1,34	1,43	1,53	1,65	1,8
CCl_4	1,14	1,18	1,22	1,26	1,32	1,37	1,5	1,62
Etylaxetat	1,2	1,26	1,35	1,46	1,52	1,6	1,76	1,94
Cồn etylic	1,03	1,05	1,08	1,13	1,22	1,33	1,44	1,87

BẢNG 34

Bề mặt truyền nhiệt (theo $d_{ngoài}$) của thiết bị bốc hơi IH và IK và thiết bị ngưng tụ KH và KK bằng ống 25 × 2 mm

Đường kính của vỏ (mm)	Số ống		Chiều dài ống				Kiểu thiết bị
	Tổng	Trong một chặng	2	3	4	6	
			Diện tích bề mặt truyền nhiệt, (m^2) theo $d_{ngoài}$				
		Loại 1 chặng (1-1)					
600	261	261	40	61	81	-	Thiết bị bốc hơi IH và IK
800	473	473	74	112	150	-	
1000	783	783	121	182	244	-	
1200	1125	1125	-	260	348	-	
1400	1549	1549	-	358	480	-	
		Loại 2 chặng (1-2)					
600	244	122	-	57	76	114	
800	450	225	-	106	142	212	
1000	754	377	-	175	234	353	
1200	1090	545	-	-	338	509	
1400	1508	754	-	-	-	706	
		Loại 4 chặng (1-4)					
600	210	52,5	-	49	65	98	Thiết bị ngưng tụ KH và KK
800	408	102	-	-96	128	193	
1000	702	175,5	-	163	218	329	
1200	1028	257	-	-	318	479	
1400	1434	358,5	-	-	672		
		Loại 6 chặng (1-6)					
600	198	33	-	46	62	93	
800	392	65,3	-	93	123	185	
1000	678	113	-	160	213	319	
1200	1000	166,6	-	-	314	471	
1400	1400	233,3	-	-	- -	659	

BẢNG 35

Số chặng (Pass) phía ống K, tổng số ống n, diện tích tự do của mỗi chặng phía ống (S_T) và chỗ tấm ngăn bị cắt (S_{c*}) chiều cao phần bị cắt tấm ngăn (h_1), chênh lệch nhiệt độ tối đa giữa nhiệt độ vỏ (t_k) và ống (t_T) khi $P_y \leq 10\ kg/cm^2$, $t_T \leq 250°C$. Đối với ống $25 \times 2mm$, bước ống 32 mm bằng thép CT10 và 20 (Loại MI).

Đường kính trong của vỏ (mm)	Số chặng (pass) phía ống K	Tổng số ống n	Diện tích tự do của 1 pass phía ống $S_T \cdot 10^2 \cdot m^2$ m^2	Diện tích tự do chỗ cắt tấm ngăn $S_C \cdot 10^2 \cdot m^2$ m^2	Chiều cao phần cắt h_1, mm mm	Chênh lệch nhiệt độ vỏ (t_K) và ống (t_T) ($t_K - t_T$)
150	1	13	0,1	0,5	25	
259	1	37	1,4	1,3	40	Với XH 20
352	1	61	2,1	1,4	55	Với TH 30
	2	52	0,9			
400	1	111	3,8	2,2	68	30
	2	100	1,7			
	1	216 (279)	9,0			
600	2	244(262)	4,2	4,9	111	
	4	210(228)	1,8			
	6	198(236)	1,14	166	40	
	1	473(507)	16,7			
800	2	450(484)	7,8	7,7	166	
	4	408(442)	3,1			
	6	392(426)	2,2		191	
	1	783(813)	27,0			
1000	2	754(784)	13,1	12,1	194	50
	4	702(732)	6,0			Đối với TH 60
	6	678(708)	3,8		250	
	1	1125(1175)	39,0			
	2	1090(1140)	18,9			

Ghi chú 1. Trong ngoặc là tổng số ống đối với trường hợp không có bộ phận giảm xung và các ống được thêm từ 2 phía (xem ГОСТ 15118-69)

BẢNG 36

Nhiệt độ sôi của một số dung dịch ở áp suất khí quyển

Tên dung dịch	Nhiệt độ ° C																		
	101 °	102 °	103 °	104 °	105 °	107 °	110 °	115 °	120 °	125 °	140 °	160 °	180 °	200 °	220 °	240	260 °	280 °	300 °
	Nồng độ (% khối lượng)																		
$CaCl_2$ …	5,66	10,31	14,16	17,36	20,00	24,24	29,33	35,68	40,83	45,80	57,86	68,94	75,85	-	-	-	-	-	-
KOH …	4,49	8,51	11,97	14,82	17,01	20,88	25,65	31,97	36,51	40,23	48,05	54,89	60,41	64,91	68,73	72,4	75,76	78,95	81,63
KCl …	8,42	14,31	18,96	23,02	26,57	32,62	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
K_2CO_3 …	10,31	18,37	24,24	28,57	32,24	37,69	43,97	50,86	56,04	60,40	-	-	-	-	-	-	-	-	-
KNO_3 …	13,19	23,66	32,23	39,20	45,10	54,65	65,34	79,53	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
$MgCl_2$ …	4,67	8,42	11,66	14,31	16,59	20,32	24,41	29,48	33,07	36,02	38,61	-	-	-	-	-	-	-	-
$MgSO_4$ …	14,31	22,78	28,31	32,23	35,32	42,86	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
$NaOH$ …	4,12	7,40	10,15	12,51	14,53	18,32	23,08	26,21	33,77	37,58	48,32	60,13	69,97	77,53	84,03	88,9	93,02	95,92	98,47
$NaCl$ …	6,19	11,03	14,67	17,69	20,32	25,09	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
$NaNO_3$ …	8,26	15,61	21,87	27,53	32,43	40,47	49,87	60,94	68,94	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Na_2SO_4 …	15,26	24,81	30,73	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Na_2CO_3 …	9,42	17,22	23,72	29,18	33,86	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
$CuSO_4$ …	26,95	39,98	40,83	44,47	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
$ZnSO_4$ …	20,00	31,22	37,89	42,92	46,15	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NH_4NO_3 …	9,09	16,66	23,08	29,08	34,21	42,53	51,92	63,24	71,26	77,11	87,09	93,20	96,00	97,61	98,84	-	-	-	-
NH_4Cl …	6,10	11,35	15,96	19,80	22,89	28,37	35,98	46,95	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
$(NH_4)_2SO_4$ …	13,34	23,14	30,65	36,71	41,79	49,73	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

BẢNG 37
Nhiệt hòa tan riêng q của 1 số muối trong nước
(1 kmol muối trong n kmol nước)

Muối	Khối lượng mol (kg/kmol)	q (kJ/mol)	n
NaCl	58,5	+4944	100
Na_2SO_4	142	-1927	400
$Na_2SO_4 . 10H_2O$	322	+78600	400
$NaNO_3$	85	+21080	200
$K_2CO_3 . 1,5H_2O$	165	+1590	400
KCl	74,6	+ 17560	100
KNO_3	101	+35700	200
$KOH . 2H_2O$	92	+126	170 + 30
$(NH_4)_2SO_4$	132	+9930	400
$CaCL_2 . 6H_2O$	219	+18060	400
$MgCl_2 . 6H_2O$	203	-12360	400

Ghi chú: Dấu (+) biểu thị hòa tan thu nhiệt; dấu (-) hòa tan tỏa nhiệt.

BẢNG 38
Áp suất hơi nước bão hòa ở – 20 ÷ 100°C
(1 mmHg = 133,3 Pa)

t,°C	p mmHg	t,°C	p mmHg	t,°C	p mmHg	t,°C	p mmHg	t,°C	p mmHg
-20	0,772	5	6,54	30	31,82	55	118,0	80	355,1
19	0,850	6	7,01	31	33,70	56	123,8	81	369,7
18	0,935	7	7,51	32	35,66	57	129,8	82	384,9
17	1,027	8	8,05	33	37,73	58	136,1	83	400,6
16	1,128	9	8,61	34	39,90	59	142,6	84	416,8
15	1,238	10	9,21	35	42,18	60	149,4	85	433,6
14	1,357	11	9,84	36	44,56	61	156,4	86	450,9
13	1,486	12	10,52	37	47,07	62	163,8	87	468,7
12	1,627	13	11,23	38	49,65	63	171,4	88	487,1
11	1,781	14	11,90	39	52,44	64	179,3	89	506,1
10	1,946	15	12,79	40	55,32	65	187,5	90	525,8
9	2,125	16	13,63	41	58,34	66	196,1	91	546,1
8	2,231	17	14,53	42	61,50	67	205,0	92	567,3
7	2,532	18	15,48	43	64,80	68	214,5	93	588,6
6	2,761	19	16,48	44	68,26	69	223,7	94	610,9
5	3,008	20	17,54	45	71,88	70	233,7	95	633,9
4	3,276	21	18,65	46	75,65	71	243,9	96	657,6
3	3,566	22	19,83	47	79,60	72	254,6	97	682,1
2	3,879	23	21,07	48	83,71	73	265,7	98	707,3
-1	4,216	24	22,38	49	88,02	74	277,2	99	733,2
0	4,579	25	2376	50	92,51	75	289,1	100	760,0
+1	4,93	26	25,21	51	97,50	76	301,		
2	5,29	27	26,74	52	102,1	77	314,1		
3	5,69	28	28,35	53	107,2	78	327,3		
4	6,10	29	30,34	54	112,5	79	341,0		

BẢNG 43
Hệ số khuếch tán một số khí trong nước (20°C)

Khí	D . 10^9 m^2/s	D . 10^6 m^2/h
N_2	1,9	6,9
NH_3	1,8	6,6
H_2	5,3	19,1
CO_2, NO_2	1,8	6,4
O_2	2,1	7,5
Cl_2, H_2S	1,6	5,8
HCl ở 12°C	2,3	8,3

Ở nhiệt độ khác: $D_t = D_{20}[1 + 0,02(t - 20)]$

BẢNG 44

Tính chất vật lý của một số chất hữu cơ ở 1 atm

Chất lỏng	Công thức hóa học	Khối lượng kg/kgmol	Khối lượng riêng, kg/cm^3	Nhiệt độ sôi (°C)	Áp suất hơi bão hòa ở 20°C	Nhiệt độ nóng chảy, °C
Axeton	CH_3COCH_3	58,08	810	56	186	-94,3
Xăng	-	-	690-760	70-120	-	-
Benzen	C_6H_6	78,11	900	80,2	75	+5,5
Dicloetan	$CH_2Cl - CH_2Cl$	98,97	1250	83,7	65	-
Isopropyl acetat	$CH_3COOC_5H_{11}$	130,18	870	142,5	6	-
Hỗn hợp Xilol	$C_6H_6(CH_3)_2$	106,16	860	136-145	10	-13 + -48
Metylaxetat	CH_3COOCH_3	74,08	930	57,5	170	-
Propylaxetat	$CH_3COOC_3H_7$	102,13	890	101,6	25	-
CS_2	CS_2	76,13	1290	46,3	298	-112
Nhựa thông	$C_{10}H_{16}$	136,1	850-880	155-190	4	-
Rượu butylic	C_4H_9OH	74,12	810	117,7	4,7	-90
Rượu isoamilic	$C_5H_{11}OH$	88,15	810	132	2,2	-117
Rượu isobutylic	C_4H_9OH	74,12	800	108	8,8	-108
Rượu isoprropylic	C_3H_7OH	60,09	785	82,4	32,4	-89
Rượu metylic	CH_3OH	32,04	800	64,7	95,7	-98
Rượu propylic	C_3H_7OH	60,09	800	97,2	14,5	-126
Rượu etylic	C_2H_5OH	46,07	790	78,3	44	-114,5
Toluen	$C_6H_5CH_2$	92,13	870	110,8	22,3	-95
Tetraclorua cacbon	CCl_4	153,84	1630	76,7	90,7	-22,8
Cloroforme	$CHCl_3$	119,38	1530	61,2	160	-
Etylaxetat	$CH_3COOC_2H_5$	88,10	900	77,15	73	-83,6
Dietyl ete	$C_2H_5OC_2H_5$	74,12	710	34,5	442	-116,3

BẢNG 45
Nhiệt hóa hơi riêng một số chất (kJ/kg)

Chất lỏng	Nhiệt độ (°C)				
	0	20	60	100	140
Amôniac	1265,4	1190,0	-	-	-
Anilin	-	-	-	-	435,8 (ở 184°C)
Axeton	565,7	553,1	519,6	473,5	-
Benzen	448,3	435,8	408,5	379,2	346,1
Rượu butylic	703,9	687,2	653,6	611,7	561,5
Nước	2493,1	2446,9	2359,0	2258,4	2149,5
CO_2	235,1	155,4	-	-	-
Dietyl ete	387,6	366,6	326,4	282,4	228,4
Rượu isopropylic	775,2	750,0	699,7	636,9	557,3
Rượu mêtylic	1198,3	1173,2	11104	1013,9	892,6
Nitrobenzen					331,9 (ở 211°C)
Rượu propylic	812,9	791,9	745,8	683,0	595,0
CS_2	374,6	367,0	344,4	316,4	282,4
Toluen	414,8	407,7	388,8	368,7	344,0
Axit axetic	-	-	-	406,4 (ở 118°C)	395,5
R-12	155,0	144,9	132,4	-	-
Cl_2	266,5	253,1	222,0	176,8	71,23
Clobenzen	375,8	369,5	354,4	338,1	320,5
Cloroform	271,5	263,1	247,6	231,3	-
CCl_4	218,3	213,7	185,6	168,0	
Etyl axetat	427,4	411,5	385,9	355,7	317,2
Rượu etylic	921,8	913,4	879,9	812,9	712,3

BẢNG 46
Nhiệt độ sôi (°C) của một số chất lỏng hữu cơ ở p < 1 atm

Áp suất tuyệt đối mmHg	Anilin	Glyxerin	m-kxilol	Nitro benzel	Toluen	Oktan
10	69,4	167,2	28,3	84,9	6,4	19,2
20	82,0	182,2	41,1	99,3	18,4	31,5
40	96,7	198,0	55,3	115,4	31,8	45,1
60	106,0	208,0	64,4	125,8	40,3	53,8
100	119,9	220,1	76,8	139,9	51,9	65,7
200	140,1	240,0	95,5	161,2	69,5	83,6
400	161,9	263,0	116,7	185,8	89,5	104,6
760	184,4	290,0	139,1	210,6	110,6	125,6

BẢNG 47

Thành phần cân bằng Lỏng-Hơi của một số hệ 2 cấu tử ở 1 atm

Nước - rượu metylic			Cloroform - benzen		
t,°C	% (mol) rượu metylic		t,°C	% (mol) cloroforme	
	Trong lỏng	Trong hơi		Trong lỏng	Trong hơi
100,0	0	0	80,6	0	0
96,4	2	13,4	79,8	8	10
93,5	4	23,0	79,0	15	20
91,2	6	30,4	78,2	22	30
87,7	10	41,8	77,3	29	40
81,7	20	57,9	76,4	36	50
78,0	30	66,5	75,3	44	60
75,3	40	72,9	74,0	54	70
73,1	50	77,9	71,9	66	80
71,2	60	82,5	68,9	79	90
69,3	70	87,0	61,4	100	100
67,5	80	91,5			
66,0	90	95,8			
64,5	100	100			

Nước - axit acetic			Nitơ - oxy		
t,°C	% (mol) nước		T.°C	% (mol) nitơ	
	Trong lỏng	Trong hơi		Trong lỏng	Trong hơi
118,1	0	0	90,1	0	0
115,4	5	9,2	89,5	3,5	13,0
113,8	10	16,7	89	6,2	20,2
110,1	20	30,2	88	11,5	30,4
107,5	30	42,5	87	17,1	39,7
105,8	40	53,0	86	22,2	47,8
104,4	50	62,6	85	27,7	55,7
103,2	60	71,6	84	33,8	63,1
102,1	70	79,5	83	40,5	70,1
101,3	80	86,4	82	47,8	76,4
100,6	90	93,0	81	56,6	82,3
100,0	100	100	80	66,6	88,0
			79	78,4	93,2
			78	91,9	97,8
			77,3	100	100

BẢNG 48

Tính chất vật lý của hơi NH_3 bão hòa ($1\ kg/cm^2 = 9{,}81 . 10^4\ Pa$)

Nhiệt độ	Áp suất	Thể tích riêng		Khối lượng riêng		Ẩn nhiệt hóa hơi
		Lỏng	Hơi	Lỏng ρ'	Hơi, ρ''	r = i'' - i'
°C	kg / cm^2	dm^3 / kg	m^3 / kg	kg / dm^3	kg / m^3	KJ/kg
-50		1,4245	2,6170	0,7020	0,382	1416
-45		1,4367	2,0015	0,6960	0,500	1402
-40	0,7318	1,4493	1,5503	0,6900	0,645	1388
-35	0,9503	1,4623	1,2151	0,6839	0,823	1374
-30	1,219	1,4757	0,9630	0,6777	1,038	1360
-25	1,546	1,4895	0,7712	0,6714	1,297	1345
-20	1,940	1,5037	0,6236	0,6650	1,604	1329
-15	2,410	1,5185	0,5087	0,6585	1,966	1314
-10	2,966	1,5338	0,4184	0,6520	2,390	1297
-5	3,619	1,5496	0,3469	0,6453	2,883	1281
0	4,379	1,5660	0,2897	0,6386	3,452	1263
+5	5,259	1,5831	0,2435	0,6317	4,108	1246
+10	6,271	1,6008	0,2058	0,6247	4,859	1227
+15	7,431	1,6193	0,1740	0,6175	5,718	1210
+20	8,741	1,6386	0,1494	0,6103	6,694	1188
+25	10,225	1,6588	0,1283	0,6028	7,795	1168
+30	11,893	1,6800	0,1107	0,5952	9,034	1146
+35	13,765	1,7023	0,0959	0,5875	10,431	1124
+40	15,850	1,7257	0,0833	0,5795	12,005	1101
+45	18,165	1,7504	0,0726	0,5713	12,774	1078
+50	20,727	1,7766	0,0635	0,5629	15,756	1053

BẢNG 49

Tính chất vật lý của hơi fréon 12 (R-12) (1 kg/cm^2 = 9,81 . 10^4 Pa)

Nhiệt độ	Áp suất	Khối lượng riêng		Ẩn nhiệt hóa hơi r
		Lỏng	Hơi	
(°C)	kg / cm^2	kg / dm^3	kg / cm^3	(kJ/kg)
+40	9,78	1,25	53,1	132,4
+30	7,59	1,29	41,2	138,7
+25	6,63	1,31	36,1	142,0
+20	5,79	1,33	31,5	145,0
+10	4,32	1,36	23,8	150,0
0	3,15	1,39	17,7	155,0
-10	2,24	1,43	12,8	160,0
-15	1,86	1,44	10,8	161,7
-20	1,54	1,46	9,04	163,8
-25	,26	1,47	7,52	165,5
-39	03	1,49	6,2	167,6
-35	324	1,5	5,07	169,3
-40	0,655	1,52	4,1	171,0
-50	0,399	1,54	2,6	175,0
-60	0,231	1,57	1,56	178,0
-70	0,125	1,6	0,888	182,0
-80	0,063	1,63	0,47	185,0

BẢNG 50
Tính chất vật lý của dung dịch NaCl trong nước ở nhiệt độ thấp

Nồng độ (% KL)	Khối lượng riêng ở 15°C kg/m^3	Nhiệt độ đóng băng °C	Độ nhớt động lực μ . 10^4, Pa.s					Hệ số dẫn nhiệt λ W/m.K		
			0°C	-5°C	-10°C	-15°C	-20°C	0°C	-10°C	-20°C
0,1	1000	0,0	17,66	-	-	-	-	0,5815	-	-
1,5	1010	-0,9	17,85	-	-	-	-	0,5780	-	-
2,9	1020	-1,8	18,05	-	-	-	-	0,5757	-	-
4,3	1030	-2,6	18,25	-	-	-	-	0,5734	-	-
5,6	1040	-3,5	18,444	-	-	-	-	0,5710	-	-
7,0	1050	-4,4	18,74	-	-	-	-	0,5687	-	-
8,3	1060	-5,4	19,13	23,05	-	-	-	0,5664	-	-
9,6	1070	-6,4	19,62	23,74	-	-	-	0,5641	-	-
11,0	1080	-7,5	20,21	24,43	-	-	-	0,5606	-	-
12,3	1090	-8,6	20,80	25,21	-	-	-	0,5582	-	-
13,6	1100	-9,8	21,48	26,09	-	-	-	0,5559	-	-
14,9	1110	-11,0	22,37	27,17	33,45	-	-	0,5536	0,5187	-
16,2	1120	-12,2	23,25	28,35	34,92	-	-	0,5513	0,5164	-
17,5	1130	-13,6	24,33	29,72	36,79	-	-	0,5489	0,5140	-
18,8	1140	-15,1	25,60	31,20	38,75	47,77	-	0,5466	0.5117	-
20,0	1150	-16,6	26,88	32,77	40,81	50,13	-	0,5443	0.5094	-
21,2	1160	-18,2	28,25	34,43	43,07	52,78	-	0,5420	0,5071	-
22,4	1170	-20,0	29,63	36,40	45,62	55,82	68,67	0,5408	0,5059	0,4768
23,1	1175	-21,2	30,41	37,47	47,09	57.49	70,44	0,5396	0,5047	0.4757
23,7	1180	-17,2	31,39	38,55	48,66	59,35	-	0,5385	0,5036	-
24,9	1190	-9,5	32,96	40,71	-	-	-	0,5361	-	-
26,1	1200	-1,7	34,73	-	-	-	-	0,5338	-	-
26,3	1203	0,0	35,02	-	-	-	-	0,5338	-	-

BẢNG 51

Tính chất vật lý của dung dịch $CaCl_2$ ở nhiệt độ thấp.

Nồng độ (% KL)	Khối lượng riêng ở 15°C kg/m³	Nhiệt độ dóng băng °C	Độ nhớt động lực $\mu \cdot 10^4$, Pa s				Hệ số dẫn nhiệt λ W/m.K			
			0°C	-10°C	-20°C	-30°C	0°C	-10°C	-20°C	-30°C
0,1	1000	0,0	17,76	-	-	-	0,5815	-	-	-
5,9	1050	-3,0	19,82	-	-	-	0 5675	-	-	-
11,5	1100	-7,1	22,96	-	-	-	0.5524	-	-	-
16.8	1150	-12,7	27,66	43,65	-	-	0.5350	0,504	-	-
17,8	1160	-14,2	28,74	45,13	-	-	0,5303	0,500	-	-
18,9	1170	-15,7	29,92	46,70	-	-	0,5257	0,497	-	-
19,9	1180	-17,4	31,20	48,46	-	-	0,5210	0,493	-	-
20.9	1190	-19,2	32,77	50,72	-	-	0 5164	0.490	-	-
21,9	1200	-21,2	34,43	53,27	86,13	-	0,517	0,486	0,465	-
22,8	1210	-23,3	36.20	56,11	90,15	-	0 5071	0,484	0,463	-
23,8	1220	-25,7	38,16	59,25	94,76	-	0.5024	0,480	0,459	-
24,7	1230	-28,3	40,22	62,69	99,96	-	0,4978	0,477	0,457	-
25,7	1240	-31,2	42,58	66,81	105,7	148,1	0 4931	0,473	0,455	0,437
26,6	1250	-34,6	45,22	70,83	111,7	158,9	0.4885	0,470	0,452	0,436
27,5	1200	-38,6	48,07	75,24	118,5	171,7	0.4838	0,464	0,449	0,435
28,4	1270	-43,6	51,21	80,25	126,9	188,4	0.4792	0,463	0,446	0,434
29,4	1280	-50,1	54,94	86,33	137,9	212,9	0.4745	0,459	0,444	0,433
29,9	1288	-55,0	56,90	90,45	243,9	225,6	0,4722	0,457	0,443	0,431
30,3	1290	-50,6	58,86	93,29	149,6	238,4	0,4699	0,456	0,442	0,430
31,2	1300	-41,6	63 37	100,6	161,9	265,9	0,4652	0,452	0,438	0,429
32,1	1310	-33,9	68,28	108.7	176,3	307,1	0,4605	0,449	0,436	0,428
33.0	1320	-27,1	73,87	117,3	191,9	-	0,4571	0,444	0,434	-
33,9	1330	-21,2	80,15	127,2	210,0	-	0,4524	0,441	0,431	-
34,7	1340	-15,6	86,52	138,1	-	-	0,4478	0,438	-	-

BẢNG 52

Nhiệt dung riêng dung dịch NaCl và $CaCl_2$ trong nước (kJ/kg.K)

Khối lượng riêng ở 15°C kg / m^3	NaCl			Khối lượng riêng ở 15°C kg / m^3	$CaCl_2$			
	0°C	−10°C	−20°C		0°C	−10°C	−20°C	−30°C
1010	1,077	-	-	1100	3,503	-	-	-
1020	1,006	-	-	1110	3,444	-	-	-
1030	3,943	-	-	1120	3,385	-	-	-
1040	3,884	-	-	1130	3,331	3,306	-	-
1050	3,830	-	-	1140	3,276	3,251	-	-
1060	3,775	-	-	1150	3,226	3,201	-	-
1070	3,725	-	-	1160	3,176	3,155	-	-
1080	3,679	-	-	1170	3,130	3,109	-	-
1090	3,633	-	-	1180	3,088	3,063	-	-
1100	3,691	3,582	-	1190	3,046	3,021	-	-
1110	3,553	3,541	-	1200	3,004	2,979	2,954	-
1120	3,515	3,503	-	1210	2,967	2,941	2,916	-
1130	5,478	3,469	-	1220	2,933	2,908	2,883	-
1140	3,444	3,432	-	1230	2,899	2,874	2,849	-
1150	3,411	3,398	-	1240	2,870	2,845	2,819	2,795
1160	3,377	3,365	-	1250	2,841	2,816	2,791	2,765
1170	3,344	3,335	3,323	1260	2,812	2,786	2,761	2,736
1175	5,331	3,323	3,310	1270	2,782	2,757	2,732	2,707
1203	3,251	-	-	1280	2,757	2,732	2,707	2,682
				1286	2,740	2,715	2,690	2,665
				1370	2,531	-	-	-

BẢNG 53

Ẩn nhiệt hấp phụ của một số chất hữu cơ trên than hoạt tính

Chất	Công thức	kJ/kmol	kJ/kg
Xăng	C_6H_6	50280	628,5
Benzen(*)	$CH_3(CH_2)_3Cl$	61,590	789,8
Cloruabutyl	$CH_3(CH_2)_3Cl$	65360	706,4
Cloruabutyl	$CH_3CHClC_2H_5$	60340	652,4
Cloruabutyl	$(CH_3)_3CCl$	56980	615,9
Diclometan	CH_2Cl_2	51960	611,3
Clorua isopropyl	$CH_3CHClCH_3$	54890	699,3
Metan	CH_4	18860	1230
Clorua metyl	CH_3Cl	38550	763,4
Clorua propyl	$CH_3(CH_2)_2Cl$	61170	779,3
Sunfua cacbon(*)	CS_2	52380	689,3
Rượu metylic	CH_3OH	54890	1715
Rượu propylic	C_3H_7OH	68720	1145
Rượu etylic(*)	C_2H_5OH	62850	1366
Têtra clorua cacbon	CCl_4	64110	415,2
Cloroforme(*)	$CHCl_3$	60760	508,2
Brômua etyl(*)	C_2H_5Br	58240	534,6
Iodua etyl(*)	C_2H_5I	58660	376,3
Clorua etyl(*)	C_2H_5Cl	50280	779,3
Etyl formiat(*)	$HCOOC_2H_5$	60760	820,8
Dietyl ête(*)	$(C_2H_5)_2O$	64950	877,8

Ghi chú:

1. Số liệu nhiệt hấp phụ là khí 500 kg than hấp phụ 1 kmol khí ở 0°C (trừ số liệu của xăng)

2. Số liệu có dấu (*) là tính theo công thức (8.8)

BẢNG 54

Độ chiết tách của chất được trích bằng các lượng như nhau của dung môi sạch (mới) xử lý tuần tự

Tỉ lệ các dòng (α)	Số lần rửa							
	1		2		3		4	
	Độ chiết tách (% KL)	Tổng thể tích dung môi	Độ chiết tách (% KL)	Tổng thể tích dung môi	Độ chiết tách (% KL)	Tổng thể tích dung môi	Độ chiết tách (% KL)	Tổng thể tích dung môi
1	50,00	1	75,00	2	87,50	3	93,75	4
2	66,67	2	88,89	4	96,30	6	98,76	8
3	75,00	3	93,75	6	98,44	9	99,61	12
4	80,00	4	96,00	8	99,20	12	99,84	16
5	83,33	5	97,22	10	99,54	15	99,92	20
6	85,71	6	97,96	12	99,71	18	99,96	24
7	87,50	7	98,44	14	99,81	21	99,98	28
8	88,89	8	98,76	16	99,86	24	99,98	32
9	90,00	9	99,00	18	99,90	24	99,99	36
10	90,90	10	99,17	20	99,92	30	99,99	40

BẢNG 55

Độ chiết tách (% KL) chất được trích khi trích ngược dòng vật liệu rắn

Tỉ số các dòng , a	Số bậc trích					
	1	2	3	4	5	6
1	50,00	66,67	75,00	80,00	83,33	85,71
2	66,67	85,71	93,00	96,77	98,42	99,21
3	75,00	92,31	97,50	99,17	99,73	99,91
4	80,00	95 24	98,82	99,71	99,93	-
5	83,33	96,77	99,36	99,87	99,97	-
6	85,71	97 67	99,61	99,94	-	-
7	87,50	98 24	99,75	99,96	-	-
8	88,89	98 63	99,83	99,89	-	-
9	90,00	98,90	99,88	99,99	-	-
10	90,90	99,10	99,91	-	-	-

BẢNG 56

Tính chất hơi nước bão hòa (theo nhiệt độ)

$1\ kg/cm^2 = 9{,}81\ .\ 10^4$ Pascal

Nhiệt độ °C	Áp suất tuyệt đối kg/cm^2	Thể tích riêng m^3/kg	Khối lượng riêng kg/m^3	Enthalpy lỏng, i' kJ/kg	Enthalpy hơi, i" kJ/kg	Nhiệt hóa hơi kJ/kg
0	0,0062	206,5	0,00484	0	2493,1	2493,1
5	0,0089	147,1	0,00680	20,95	2502,7	2481,7
10	0,0125	106,4	0,00940	41,90	2512,3	2470,4
15	0,0174	77,9	0,01283	62,85	2522,4	2459,5
20	0,0238	57,8	0,01729	83,80	2532,0	2448,2
25	0,0323	43,40	0,02304	104,75	2541,7	2436,9
30	0,0433	32,93	0,03036	125,70	2551,3	2425,6
35	0,0573	25,25	0,03960	146,65	2561,0	2414,3
40	0,0752	19,55	0,05114	167,60	2570,6	2403,0
45	0,0977	15,28	0,06543	188,55	2579,8	2391,3
50	0,1258	12,054	0,830	209,50	2589,5	2380,0
55	0,1605	9,589	0,1043	230,45	2598,7	2368,2
60	0,2031	7,687	0,1301	251,40	2608,3	2356,9
65	0,2550	6,209	0,1611	272,35	2617,5	2345,2
70	0,3177	5,052	0,1979	293,30	2626,3	2333,0
75	0,393	4,139	0,2416	314,3	2636	2321
80	0,483	3,414	0,2929	335,2	2644	2310
85	0,590	2,832	0,3531	356,2	2653	2297
90	0,715	2,365	0,4229	377,1	2662	2285
95	0,962	1,985	0,5039	398,1	2671	2273
100	1,033	1,675	0,5970	419,0	2679	2260
105	1,232	1,421	0,7036	440,4	2687	2248
110	1,461	1,212	0,8254	461,3	2696	2234
115	1,724	1,038	0,9635	482,7	2704	2221
120	2,025	0,893	1,1199	504,1	2711	2207
125	2,367	0,7715	1,296	525,4	2718	2194
130	2,755	0,6693	1,494	546,8	2726	2179
135	3,192	0,5831	1,715	568,2	2733	2165
140	3,685	0,5096	1,962	589,5	2740	2150

Nhiệt độ °C	Áp suất tuyệt đối kg/cm^2	Thể tích riêng m^3 / kg	Khối lượng riêng kg / m^3	Enthalpy lỏng, i' kJ/kg	Enthalpy hơi, i'' kJ/kg	Nhiệt hoá hơi kJ/kg
145	4,238	0,4469	2,238	611,3	2747	2125
150	4,855	0,3933	2,543	632,7	2753	2120
160	6,303	0,3075	3,252	654,1	2765	2089
170	8,080	0,2431	4,113	719,8	2776	2056
180	10,23	0,1944	5,145	763,8	2785	2021
190	12,80	0,1568	6,378	808,3	2792	1984
200	15,85	0,1276	7,840	852,7	2798	1945
210	19,55	0,1045	9,567	897,9	2801	1904
220	23,66	0,0862	11,600	943,2	2803	1860
230	28,53	0,07155	13,98	989,3	2802	1813
240	34,13	0,05967	16,76	1035	2799	1763
250	40,55	0,04998	20,01	1082	2792	1710
260	47,85	0,04199	23,82	1130	2783	1653
270	56,11	0,03538	28,27	1178	2770	1593
280	65,42	0,02988	33,47	1226	2754	1528
290	75,88	0,02525	39,60	1275	2734	1459
300	87,6	0,02131	46,93	1327	2710	1384
310	100,7	0,01799	55,59	1380	2682	1302
320	115,2	0,01516	65,95	1437	2650	1213
330	131,3	0,01273	78,53	1498	2613	1117
340	149,0	0,01064	93,98	1564	2571	1009
350	168,6	0,00884	113,2	1638	2519	881,2
360	190,3	0,00716	139,6	1730	2444	713,6
370	214,5	0,00585	171,0	1890	2304	411,5
374	225	0,00310	322,6	2100	2100	0

BẢNG 57
Tính chất hơi nước bão hòa (theo áp suất)

$1\ kg/cm^2 = 9{,}81 \cdot 10^4$ Pascal

Áp suất tuyệt đối, kg/cm^2	Nhiệt độ, °C	Thể tích riêng, m^3/kg	Khối lượng riêng, kg/m^3	Enthalpy lỏng kJ/kg	Enthalpy hơi, i kJ/kg	Nhiệt hóa hơi r kJ/kg
0,01	6,6	131,60	0,00760	27,7	2506	2478
0,015	12,7	89,64	0,001116	53,2	2518	2465
0,02	17,1	68,27	0,01465	71,6	2526	2455
0,025	20,7	55,28	0,01809	86,7	2533	2447
0,03	23,7	46,53	0,02119	99,3	2539	2410
0,04	28,6	35,46	0,02820	119,8	2548	2429
0,05	32,5	28,73	0,03181	136,2	2556	2420
0,06	35,8	24,19	0,04133	150,0	2562	2413
0,08	41,1	18,45	0,05420	172,2	2573	2400
0,10	45,4	14,96	0,06686	190,2	2581	2390
0,12	49,0	12,60	0,07937	205,3	2588	2382
0,15	53,6	10,22	0,09789	224,6	2596	2372
0,20	59,7	7,977	0,1283	250,1	2607	2358
0,30	68,7	5,331	0,1876	287,9	2620	2336
0,40	75,4	4,072	0,2456	315,9	2632	2320
0,50	80,9	3,304	0,3027	339,0	2642	2307
0,60	85,5	2,785	0,3590	385,2	2650	2296
0,70	89,3	2,411	0,4147	375,0	2657	2286
0,80	93,0	2,128	0,4699	389,7	2663	2278
0,90	96,2	1,906	0,5246	403,1	2668	2270
1,0	99,1	1,727	0,5790	415,2	2677	2264
1,2	104,2	1,457	0,6865	437,0	2686	2249
1,4	108,7	1,261	0,7931	456,3	2693	2237
1,6	112,7	1,113	0,898	473,1	2703	2227
1,8	116,3	0,997	1,003	483,6	2709	2217
2,0	119,6	0,903	1,107	502,4	2710	2208
3,0	132,9	0,6180	1,618	558,9	2730	2171
4,0	142,9	0,4718	2,120	601,1	2744	2141
5,0	151,1	0,3825	2,614	637,7	2754	2117

Áp suất tuyệt đối, kg / cm^2	Nhiệt độ, °C	Thể tích riêng, m^3 / kg	Khối lượng riêng, kg / m^3	Enthalpy lỏng kJ/kg	Enthalpy hơi, kJ/kg	Nhiệt hóa hơi kJ/kg
6,0	158,1	0,3222	3,104	667,9	2768	2095
7,0	164,2	0,2785	3,591	694,3	2769	2075
8,0	169,6	0,2454	4,075	718,4	2776	2057
9,0	174,5	0,2195	4,536	740,0	2780	2040
10	179,0	0,1985	5,037	759,6	2784	2024
11	183,2	0,1813	5,516	778,1	2787	2009
12	187,1	0,1668	5,996	795,3	2790	1995
13	190,7	0,1545	6,474	811,2	2793	1984
14	194,1	0,1438	6,952	826,7	2795	1968
15	197,4	0,1346	7,431	840,9	2796	1965
16	200,4	0,1264	7,909	854,8	2798	1943
17	203,4	0,1192	8,389	867,7	2799	1931
18	206,2	0,1128	8,868	880,3	2800	1920
19	208,8	0,1070	9,349	892,5	2801	1909
20	211,4	0,1017	9,83	904,2	2802	1898
30	232,8	0,06802	14,70	1002	2801	1800
40	249,2	0,05069	19,73	1079	2793	1715
50	262,7	0,04007	24,96	1143	2780	1637
60	274,3	0,03289	30,41	1199	2763	1565
70	284,5	0,02769	36,12	1249	2746	1497
80	293,6	0,02374	42,13	1294	2726	1432
90	301,9	0,02064	48,45	1337	2705	1369
100	309,5	0,01815	55,11	1377	2684	1306
120	323,4	0,01437	69,60	1455	2638	1183
140	335,0	0,1164	85,91	1531	2592	1061
160	345,7	0,00965	104,6	1606	2540	934
180	355,4	0,00782	128,0	1684	2483	799
200	364,2	0,00614	162,9	1783	2400	617
225	374,0	0,00310	322,6	2100	2100	0

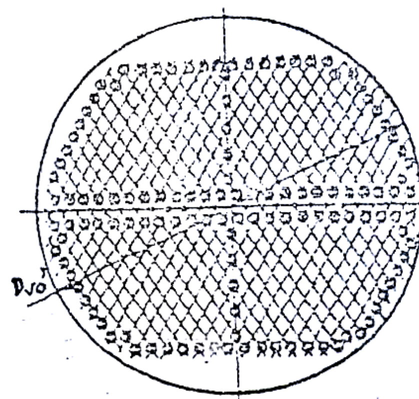
BẢNG 58

Tương quan giữa các hệ đơn vị đo lường

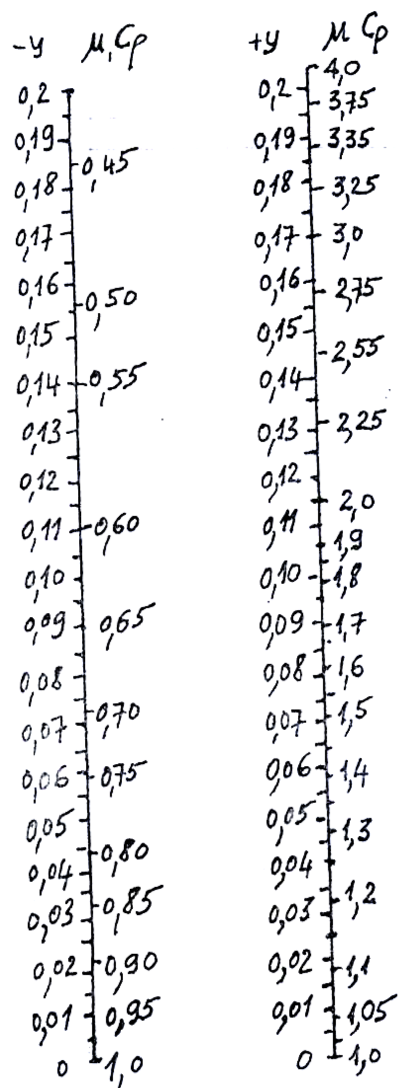
TT	Đại lượng đơn vị do lường		Tương quan giữa hệ SI và 1 số hệ khác
(1)	(2)	(3)	(4)
1	Độ dài	m	1 μ (micron) = 10^{-6} m 1 1A° (angstron) = 10^{-10} m 1ft = 0,3048 m 1in = 25,4 . 10^{-3} m
2	Khối lượng	kg	1 lb (pound) = 0,454 kg
3	Nhiệt độ	K	t°K = t°C + 273,15 t°F = $\frac{9}{5}$t°C + 32 t°C = $\frac{5}{9}$(t°F − 32) t°C = 459,7 + t°F
4	Góc phẳng	rad	1° = $\frac{\pi}{180}$ rad 1'° = $\frac{\pi}{10800}$ rad 1 vòng = 2 π rad = 6,28 rad
5	Trọng lực (súc kéo)	N	1 kg (lực) = 9,81 N 1 din = 10^{-5} N 1 ib (lực) = 4,45 N
6	Độ nhớt	Pa.s	1 poa = 1 din.s/cm^2 = 0,1 Pa.s
	tuyệt đối	Pa.s	1 poa = 1 din.s/cm^2 = 0,1 Pa.s 1 cp = $\frac{1}{9880}$ $\frac{kg.s}{m^2}$ = 10^{-3} Pa.s = 1 mPa.s 1 lb (lực).s/ft^2 = 47,88 Pa.s
7	Độ nhớt động	m^2/s	1 St (Stốc) = 1 cm^2/s = 1^{-2} m^2/s 1 ft^2/s = 0,093 m^2/s 1 ft^2/h = 25,81 m^2/s
8	Áp suất	Pa	$\bar{1}$ = 10^5 Pa 1 mbar = 100 Pa 1 din/cm^2 = 1 μ bar = 0,1 Pa 1 kg (lực)/cm^2 = 1 at = 9,81 . 10^4 Pa = 735 mmHg = 14,22 psia 1 kg (lực)/m^2 = 9,81 Pa = 1 mmHgH_2O 1 mmHg = 133,3 Pa 1 mmH_2O = 9,81 Pa 1 lb (lực)/in^2 = 6894,76 Pa = 0,0684 atm (1 psia) = 2,036 in Hg = 51,3 mmHg 1 atm = 14,7 psia = 29,92 inHg = 760 mmHg; 1 lb (lực)/ft^2 = 47,88 Pa

9	Hệ số khuếch tán	m^2	1 ft^2 = 0,029 m^2 / s
10	Công suất	W	1 kg (lực) m/s = 9,81 W 1 erg/s = 10^{-7} W 1 Kcal/h = 1,163 W 1 lb (lực).ft/s = 1,356 W 1 BTU/s = 1,055 kW 1 RT(US) = 288000BTU/(24h) = 12000 $\frac{U}{h}$ (tấn lạnh Mỹ) = 200 BTU/phút = 0,840 = 0,840RT(Brit) = 3024 $\frac{kcal}{h}$ (tấn lạnh Anh) 1 RT(Brit) = 342800BTU/(24h) = (tấn lạnh Anh; TR Inp) = 14285 BTU/h = 3600 $\frac{kcal}{h}$ = 238BTU/phút = 1 Kcal/s = 1,40 RT(US) = 1 Frigorie 1 RT(Japan) = 3320 Kcal/h 1 H.P(US) = 0,7457 KW = 42,44 $\frac{BTU}{phút}$
11	Sức căng bề mặt	N/m	1 kg (lực)/m = 9,81 J/m^2 1 erg/cm^2 = 1 din/cm = 10^{-3} J / m^2 = 10^{-3} N/m
12	Thể tích	m^3	1 ft^3 = 28,3 dm^3 = 2,83 . 10^{-2} m^3 1 in^3 = 16,387 cm^3 = 16,39 . 10^{-3} m^3 1 gallon (Mỹ) = 3,785 lit 1 gallon (Anh) = 4,546 lit 1 bushel = 8 gallons (Anh) 1 barrel = 36 gallons (Anh) 1 m^3 / T = 10^{-3} m^3 / kg;
14	Khối lượng	kg / m^3	1 T / m^3 = 1 kg / dm^3 = 1g / cm^3 1 kg (lực).s^2 / m^4 = 9,81 kg/m^3 1 lb/ft^3 ≈ 16,02 kg / m^3
15	Cường độ dòng nhiệt	W/m^2	1 kcal/(m^2.h) = 1,163 W / m^2
16	Diện tích	m^2	1 ft^2 = 0,0929 m^2 1 in^2 = 6,451 . 10^{-4} m^2
17	Công, năng lượng, nhiệt lượng	J (Jun)	1 kg (lực),m = 9,81 J 1 crg = 10^{-7} J 1 KW.h = 3,6 . 10^6J = 3600 kJ 1 Kcal = 4,1868 . 10^3 J = 4,19 kJ 1 lb (lực).ft = 1,356 J 1 lb (lực).in = 0,113 J 1 BTU = 1055,1 J = 0,252 Kcal 1 KW.h = 3415 BTU 1 Kcal = 3,968 BTU
18	Lưu lượng khối	kg.s	1 lb/s = 0,454 kg/s

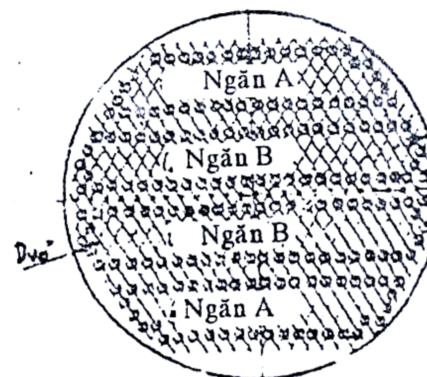
19	Lưu lượng	m^3/s	1 $ft^3/s = 28,3 . 10^{-3} m^3/s$
20	Vận tốc thẳng	m/s	1 ft/s = 0,3048 m/s
21	Vận tốc		1 vòng/phút = $\frac{\pi}{30}$ rad/s
	Rad/s		1 vòng/giây = 2 π rad/s
22	Nhiệt dung riêng;	J/kg.K	1 Kcal/(kg.K) = 4,19 kJ/(kg.K) = 1 Kcal/kg°C
	Entropy		1 erg/(g.K) = 10^{-4} J/(kg.K) 1 BTU/(lb.°F) = 4,19 kJ/(kg.K)
23	Hệ số cấp nhiệt	$W/m^2.K$	1 $Kcal/m^2$. h . °C = 1 $Kcal/m^2$.h.K =
	Hệ số truyền nhiệt		= 1,63 $W/(m^2.K)$ = 0,205 BTU/ft^2 . h . °F 1 $BTU/(ft^2$. h . °F) = 5,6 W / $(m^2$. K) = 4,88 $Kcal/m^2$. h . K
24	Hệ số dẫn nhiệt	W/m.K	1 W/m.K = 1 W m.°C 1 Kcal/m . h . °C = 1,163 W/m.K; 1 BTU/(ft . h . °F) = 1,73 W/m.K = = 1,487 $\frac{Kcal}{m . h . K}$ 1 Kcal/m . h . °C = 0,672 BTU/ft . h . °C
25	Gia tốc thẳng	m/s^2	1 $in/s^2 = 25,4 . 10^{-3} m/s^2$
26	Enthapy	J/kg	1 Kcal/kg = 1 cal/g = 4,19 kJ/kg; 1 BTU/lb = 2326 J/kg = 0,5556 Kcal/kg 1 Kcal/kg = 1,80 BTU/lb



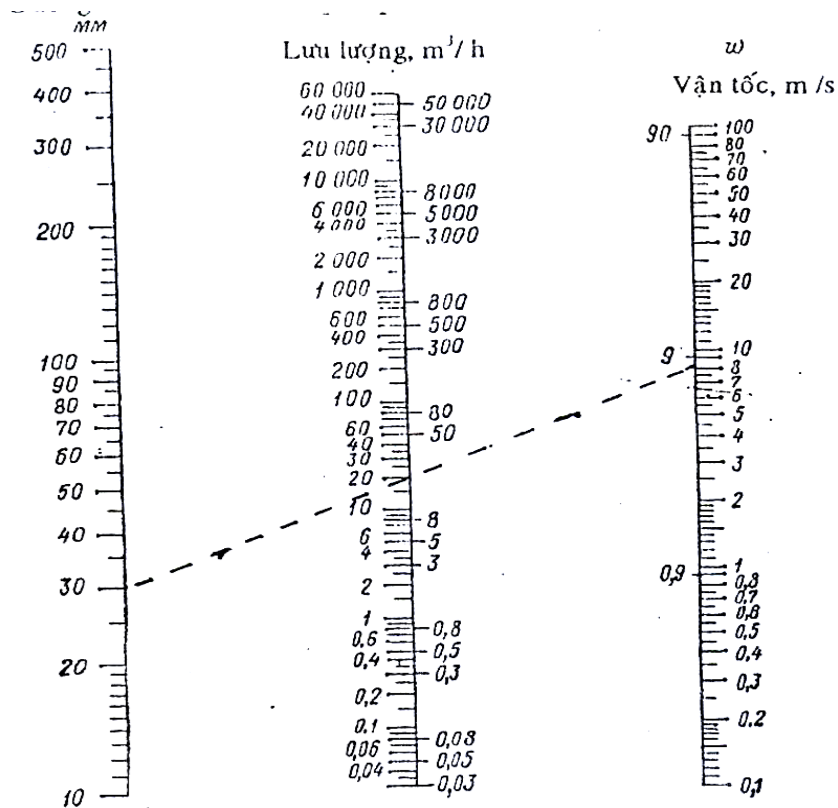
Hình II Sự bố trí lối vào và các vách ngăn đối với thiết bị truyền nhiệt vỏ ống 1-1



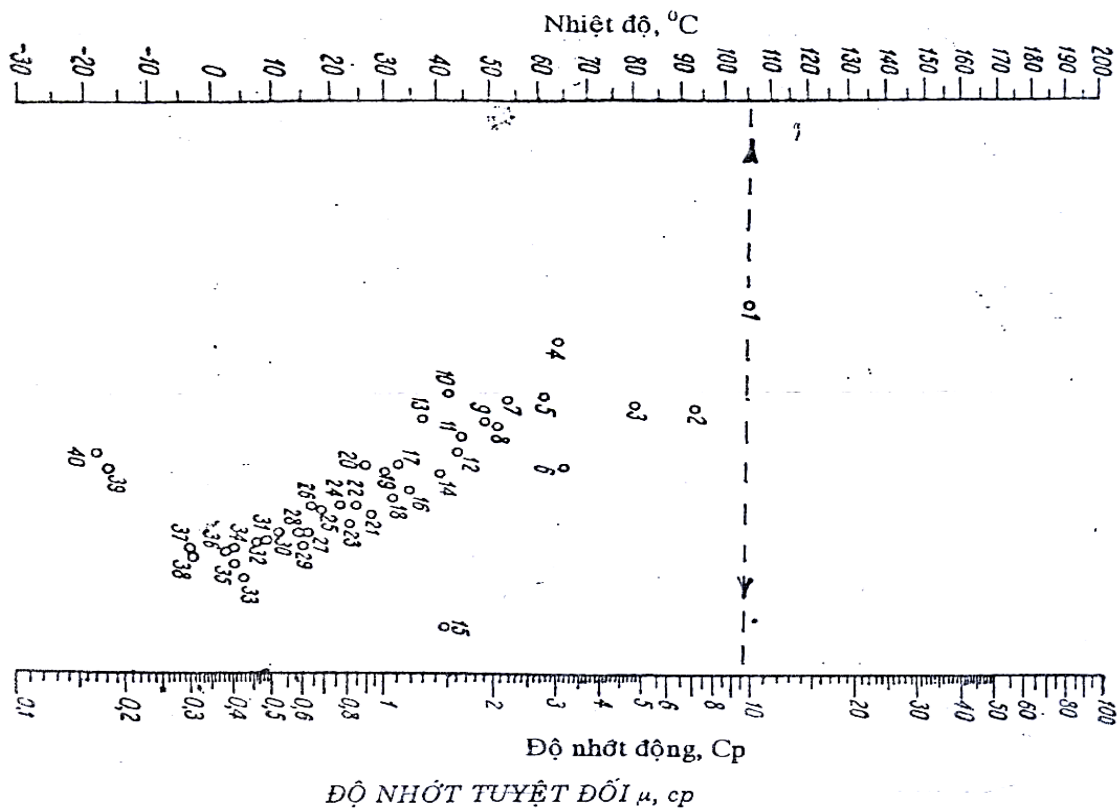
Hình I Toán đồ để xác định độ nhớt tuyệt đối của các chất hữu cơ



Hình III Sự bố trí lối vào và các vách ngăn cua TBNT vỏ ống 1-2



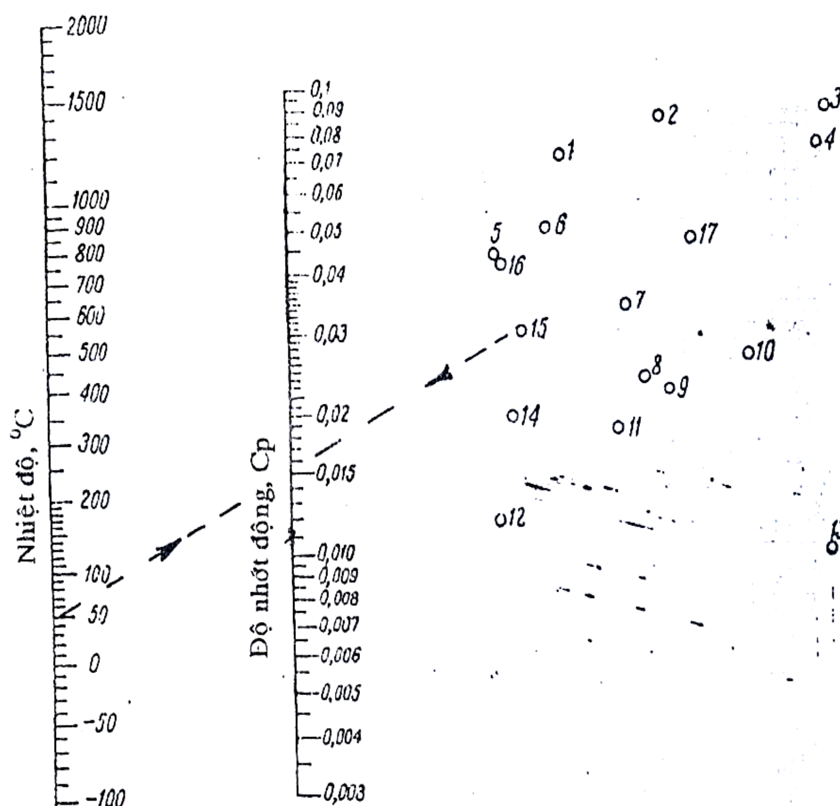
Hình IV. Toán đồ để xây dựng lưu lượng thể tích V (m³ / h) *của chất lỏng hay khí trong ống tiết diện tròn*



ĐỘ NHỚT TUYỆT ĐỐI μ, cp
Hình V: Toán đồ xác định độ nhớt động học của chất lỏng

Hình V Toán đồ để xác định độ nhớt tuyệt đối của các chất lỏng ở các nhiệt độ khác nhau (xem thêm ở bảng VI, IX)

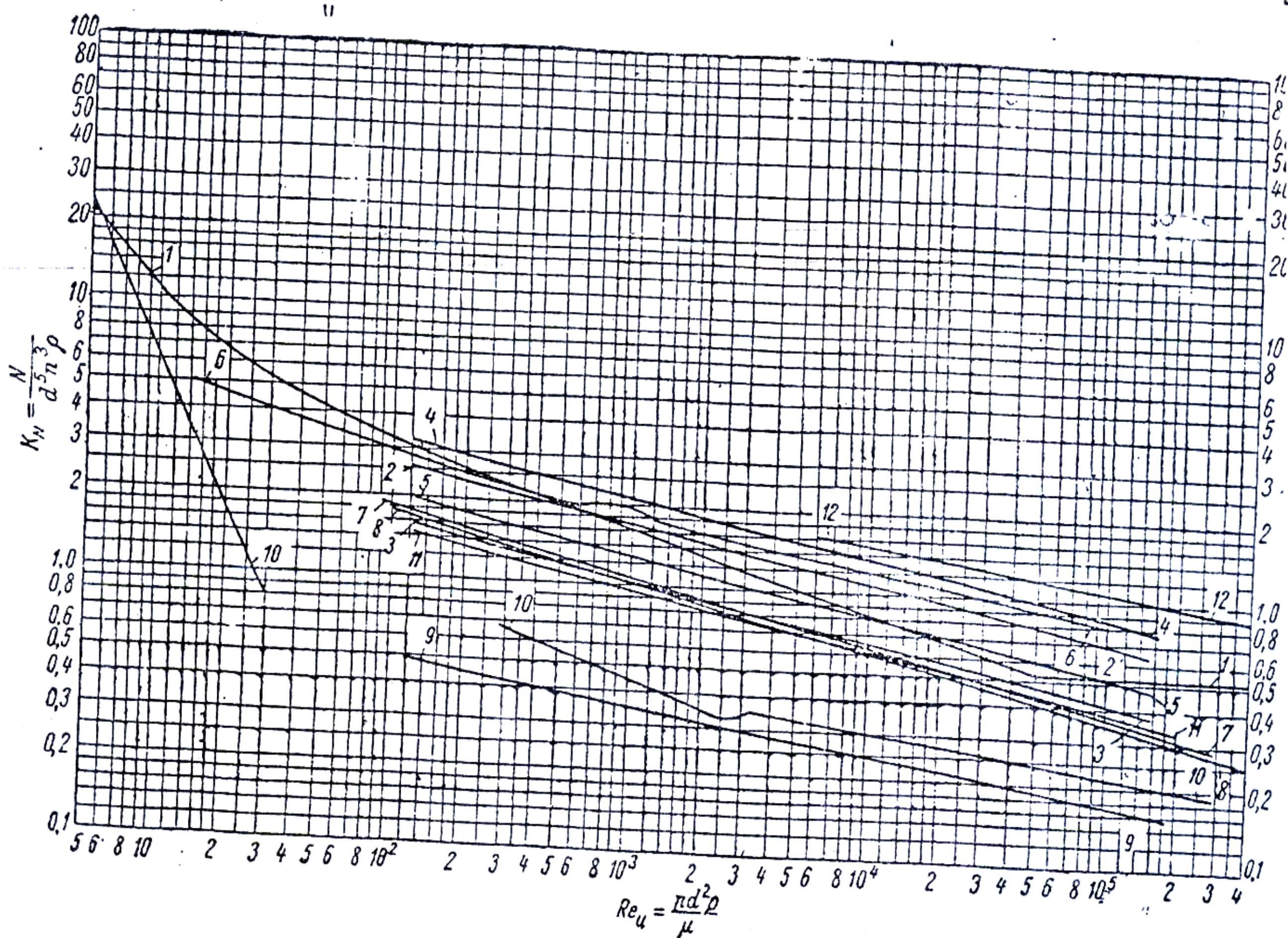
Chất lỏng	Điểm	Chất lỏng	Điểm
Rượu amylic	17	Pentan	38
Amôniac NH_3	39	Thủy ngân	15
Anilin	8	Axít sunfuric 111%	2
Axeton	34	Axít sunfuric 98%	3
Benzen	25	Axít sunfuric 60%	6
Rượu Butylic	11	SO_3	35
Nước	20	CS_2	33
Hexan	36	Terpentin	16
Heptan	31	Toluen	27
Glyxerin (100%)	1	Axit axetic 100%	18
Glyxerin (50%)	7	Axit axetic 70%	12
CO_2 (lỏng)	40	Phenol	5
Ete dietyl	37	Clobenzen	22
Metylaxetat Clobezen	32	Cloroform	29
Rượu metylic 100%	26	CCl_4	21
Rượu metylic 90%	24	Etylaxetat	30
Rượu metylic 30%	13	Etylen glycol	4
Naphtalin	9	Etylen clorua	23
Nitrobenzen	14	Rượu etylic 100%	19
Oktan	28	Rượu etylic 49%	10



Hình VI Toán đồ để xác định độ nhớt tuyệt đối của các chất khí ở p = 1 atm

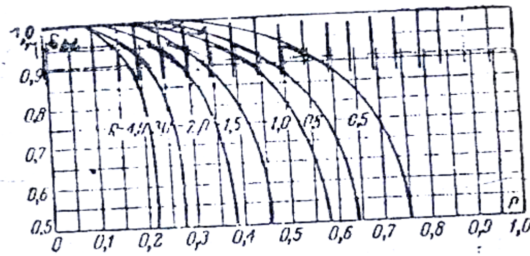
Ký hiệu: 1-O_2; 2-NO; 3-CO_2; 4-HCl; 5-Không khí; 6-N_2; 7-SO_2; 8-CH_4; 9-H_2O (hơi); 10-NH_3; 11-C_2H_6; 12-H_2; 13-C_6H_6; 14-$9H_2 + N_2$; 15-$8H_2 + N_2$; 16-CO; 17-Cl_2

(Trong tính toán gần đúng có thể dùng cho cả khi áp suất khí tới vài atm).



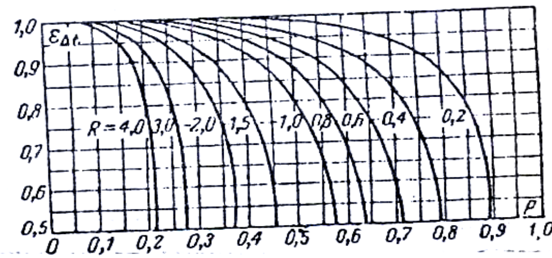
Hình VII Quan hệ giữa chuẩn số công suất và chuẩn số số Re của các loại cánh khuấy
Ký hiệu: D - đường kính thùng; d_m - đường kính bao hình cánh khuấy; b- bề rộng cánh; l- chiều dài cánh; B- bề rộng tấm cản; s- bước xoắn của cánh khuấy cánh chuồn.

1. Cánh khuấy tuabin hở có 6 cánh thẳng đứng ($b = 0,20\ d_m$; $l = 0,25\ d_m$). Khi $D / d_m = 3$ trong thùng chứa có 4 tấm cản ($B / d_m = 0,17$); 2- Cánh khuấy tuabin như kiểu 1 nhưng với $B / d_m = 0,10$; 3- Cánh khuấy tuabin hở có 6 cánh khuấy cong đứng ($b = 0,20\ d_m$; $= l = 0,25\ d_m$) với $D/d_m = 3$ trong thùng chứa có 4 tấm cản ($B / d_m = 0,1$); 4- Cánh khuấy tuabin kiểu số 1 nhưng $B/d_m = 0,04$; 5- Cánh khuấy tuabin hở có 6 cánh dạng mũi tên ($b = 0,20\ d_m$; $l = 0,25\ d_m$), $D/d_m =$ trong thùng có 4 tấm cản đứng $B/d_m = 0,1$; 6- Cánh khuấy loại đĩa 1 mặt có 6 cánh thẳng đứng ($b = 0,1\ d_m$; $l = 0,35\ d_m$) từ phía dưới đĩa với $D / d_m = 2,5$ trong thùng có 4 tấm cản ($B / d_m = 0,25$); 7- Cánh khuấy tuabin hướng kính có 16 cánh và stato trong thùng không có tấm cản; 8- Cánh khuấy có 2 cánh thẳng đứng ($b = 0,25\ d_m$; $D/d_m = 4,35$) trong thùng có 3 tấm cản ($B/d_m = 0,11$); 9- Cánh khuấy có 8 cánh thẳng ($b = 0,25\ d_m$) dưới góc 45° với $D/d_m = 3$ trong thùng có 4 tấm cản ($B/d_m = 0,10$); 10- Cánh khuấy có 2 cánh kiểu số 8 với $D/d_m = 3$ trong thùng có 4 tấm cản ($B/d_m = 0,10$); 11- Cánh khuấy tuabin kín có 6 cánh và stato, $D/d_m = 2,4$; trong thùng không có tấm cản; 12- Cánh khuấy tuabin tương tự mục số 11 với $D/d_m = 3$ trong thùng không có tấm cản; 13- Cánh khuấy tuabin kiểu như mục 12, không có stato, $D/d_m = 3$ trong thùng có 4 tấm cản; $B/d_m = 0,10$; 14- Cánh khuấy tuabin như mục 1 nhưng thùng không có tấm cản; 15- Cánh khuấy kiểu 3 cánh chuồn $s = 2d_m$; $D/d_m = 3$ trong thùng có 4 tấm cản $B/d_m = 0,10$; 16- Cánh khuấy kiểu 4 cánh số 8 với $D/d_m = 3$ trong thùng không có cánh khuấy; 17- Cánh khuấy có 4 cánh nghiêng góc 60° ($b = 0,25\ d_m$), $D/d_m = 3$ trong thùng không có tấm cản; 18- Cánh khuấy cánh chuồn 3 cánh như mục 15 với $\Delta = 1,33 d_m$ và $D/d_m = 16$, trong thùng có 3 tấm cản ($B/d_m = 0,06$); 19- Cánh khuấy 4 cánh như mục 9 với $D/d_m = 5,2$ trong thùng không có tấm cản; 20- Cánh khuấy 2 cánh như mục 8 với $D/d_m = 3$; trong thùng không có tấm cản; 21- Cánh khuấy cánh chuồn 3 cánh như mục 15 với $D/d_m = 3,3$ trong thùng không có tấm cản; 22- Cánh khuấy có 4 cánh như mục 9 và 19; $D/d_m = 2,4\text{-}3,0$ trong thùng không có tấm cản; 23- Cánh khuấy cánh chuồn 3 cánh như mục 15, có $s = 1,04\ d_m$; $D/d_m = 9,6$ trong thùng có 3 tấm cản ($B/d_m = 0,06$); 24- Cũng như trên nhưng $s = d_m$; $D/d_m = 3$ trong thùng có 4 tấm cản ($B/d_m = 0,10$); 25- Cũng như trên nhưng $s = 1,4\ d_m$; $D/d_m = 4,5$ trong thùng không tấm cản; 26- Cũng như trên nhưng $s = d_m$; $D/d_m = 3$ trong thùng không có tấm cản; 27- Cũng như trên với $s = 1,05\ d_m$, $D/d_m = 2,7$ trong thùng không có tấm cản; 28- Cũng như trên với $s = d_m$; $D/d_m = 3,3$ trong thùng không có tấm cản; 29- Cánh khuấy 2 cánh số 8 hẹp; $b = (0,13\text{-}0,17)d_m$ $D/d_m = 1,1$ trong thùng không có tấm cản.



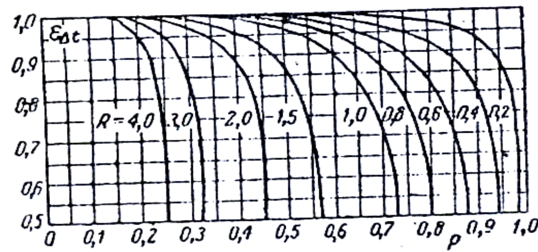


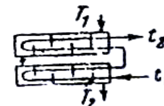
a)





б)





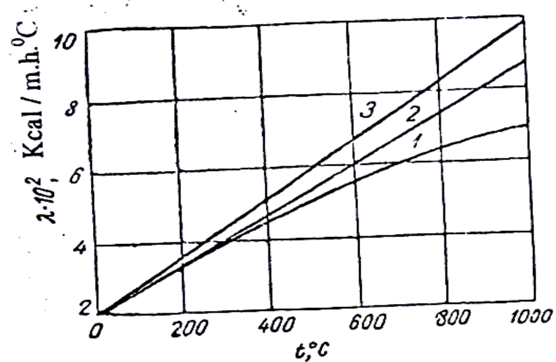
в)

Hình VIII. Hệ số hiệu chỉnh $\varepsilon_{\Delta t}$ đối với thiết bị truyền nhiệt loại chéo dòng (nhiều chặng-pass)

a) TBTN vỏ ống loại 1-2 (dùng cả cho 1-4, 1-6...)

b) TBTN vỏ ống loại 2-4 (dùng cả cho 2-6, 2-8...)

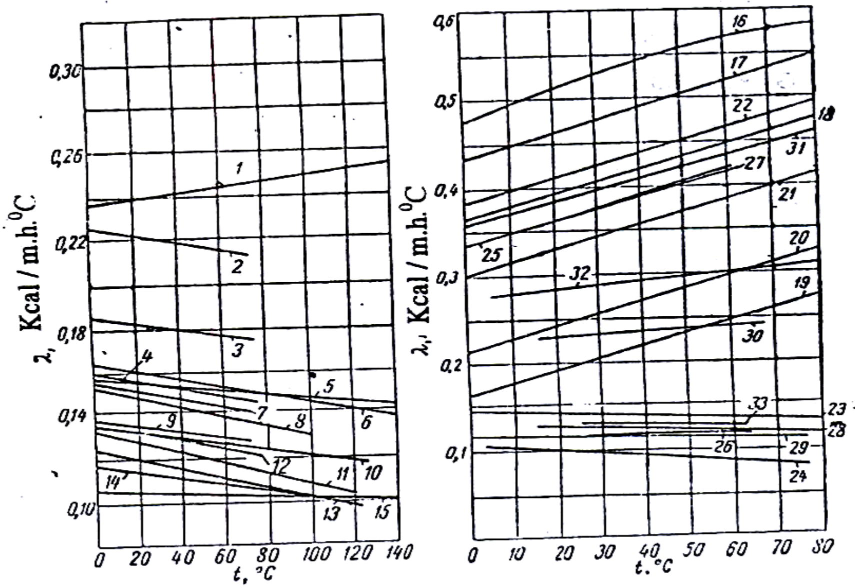
$$P = \frac{\delta t_1}{\Delta t_{max}};\ R = \delta T_2 / \delta t_1.$$



Thanh phần khói lò (% thể tích): CO_2 – 13; O_2 – 5; $N_2 + H_2O$ – 82.

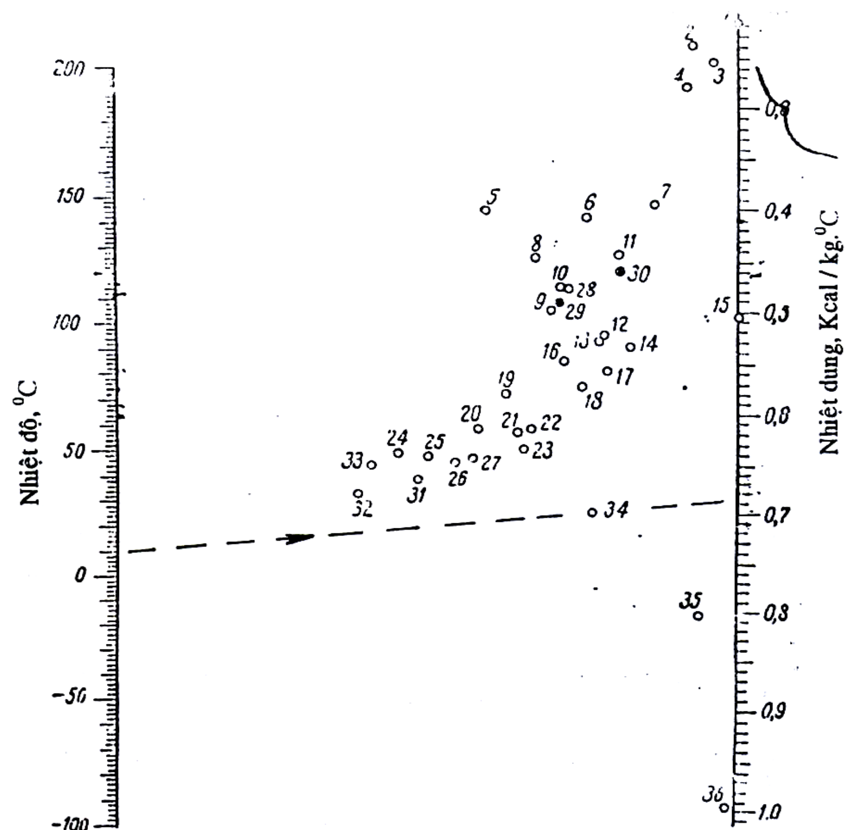
1. Hàm lượng hơi nước $\omega = 0$
2. Hàm lượng hơi nước $\omega = 15\%$
3. Hàm lượng hơi nước $\omega = 20\%$.

Hình IX. Hệ số dẫn nhiệt của khói lò.



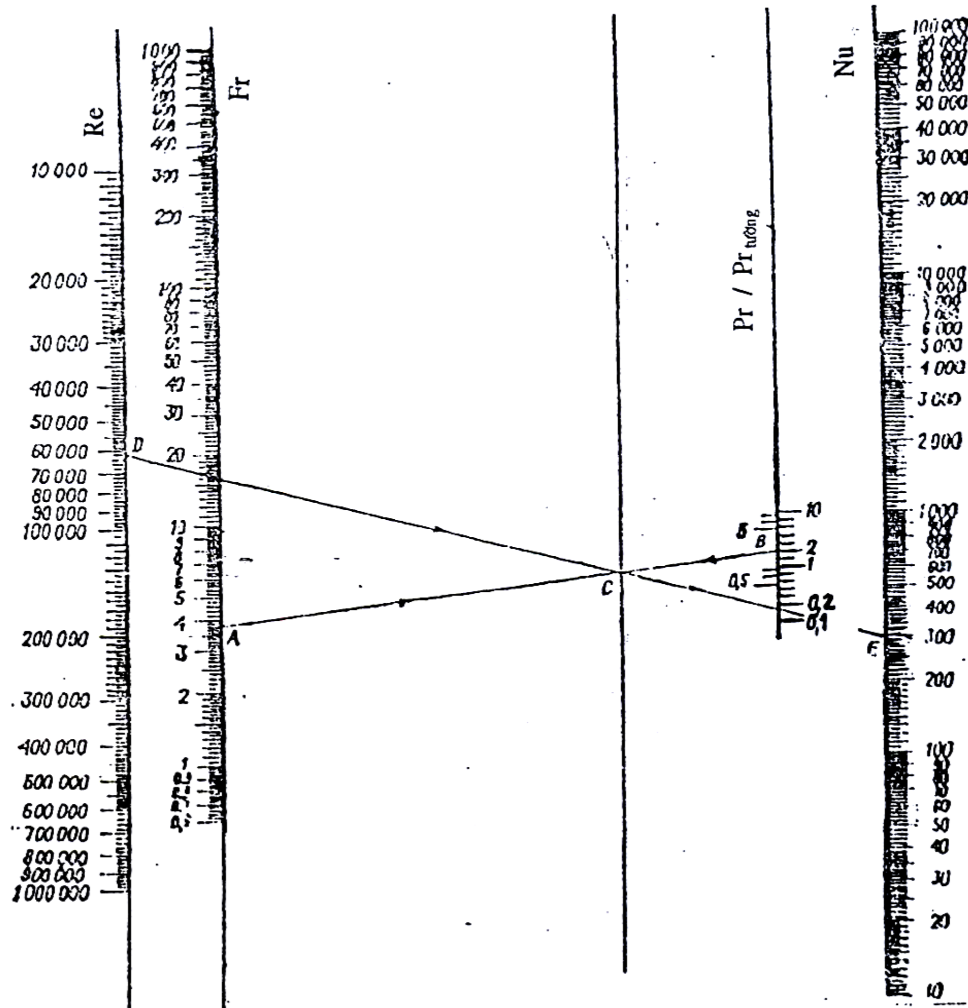
Hình X. Hệ số dẫn nhiệt của một số chất lỏng

Chất	Số trên đường cong
Axít nuravic	2
Nitrôbenzen	10
Octan	33
Axít sunfuric 98%	30
CS_2	23
Toluen	13
Axít axetic	7
D. dịch $CaCl_2$ 25%	17
D. dịch NaCl 25%	18
CCl_4	24
Rượu etylic 100%	4
Rượu etylic 80%	19
Rượu etylic 60%	20
Rượu etylic 40%	21
Rượu etylic 20%	22
Hecxan	26
Glyxerin 100%	1
Glyxerin 50%	25
Dietyl ete	29
Rượu isopropylic	12
Mỡ castore	5
Dầu lửa	23
Xilol	14
Amoniac 26%	31
Anilin	6
Axeton	8
Benzen	11
Rượu butylic	9
Vaseline	15
Nước	16
Rượu metylic 100%	3
Rượu metylic 40%	32



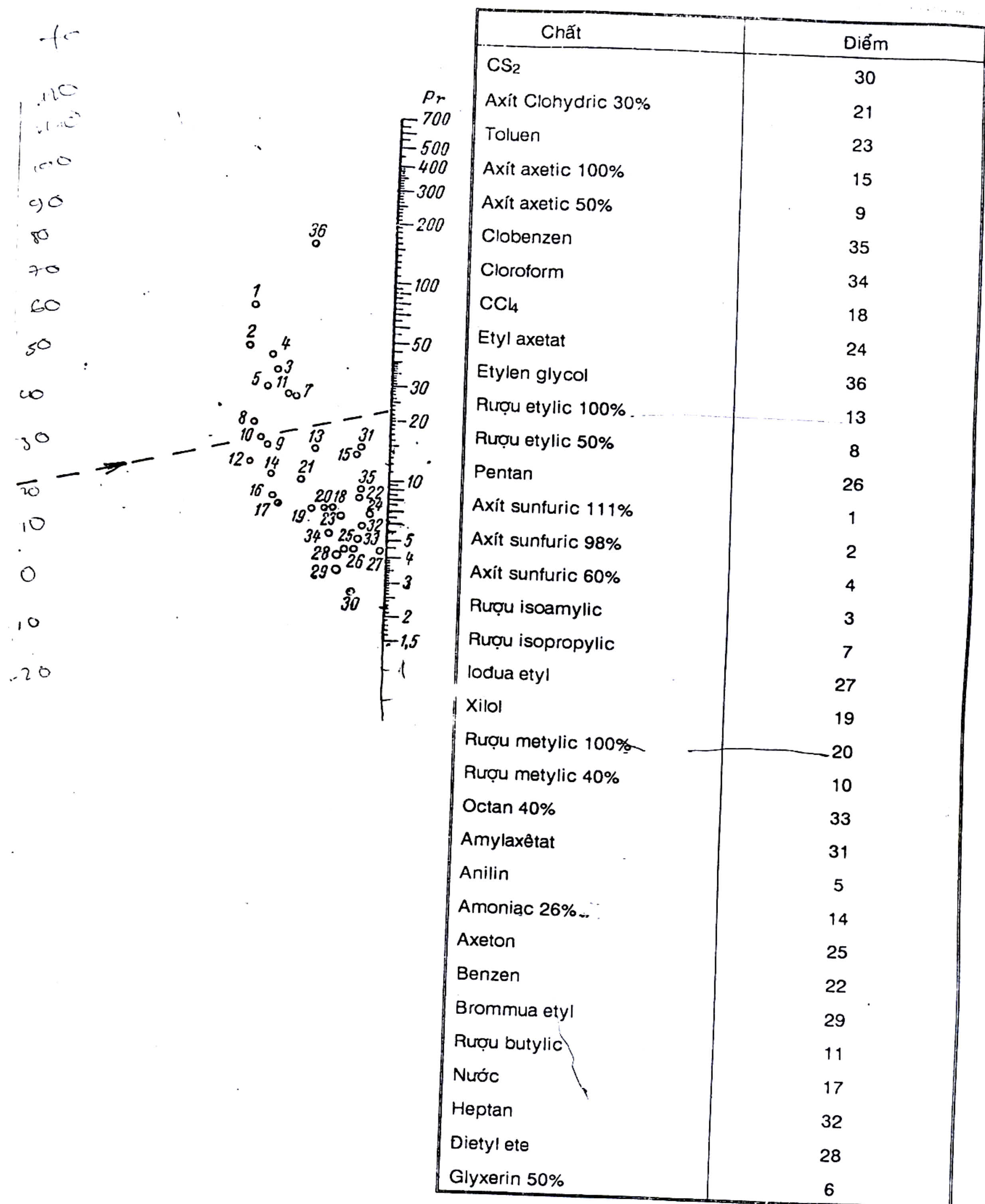
Hình XI. Toán đồ xác định nhiệt dung riêng các chất lỏng

Chất	Điểm	Chất	Điểm
Amylaxetat	12	Axítsunfuric 100%	7
Anilin	14	CS_2	4
Axeton	18	Axít Clohydric 30%	26
Benzen	29	Toluen: (−60 ÷ 40°C)	28
Bromma etyl	1	(40 ÷ 100°C)	30
Rượu butylic	24	Axít axêtic (100%)	16
Nước	36	Clobenzen	6
n-Heptan	18	Dung dịch $CaCl_2$ 25%	34
Glyxerin	21	Dung dịch NaCl 25%	35
Diphenyl	8	Clorua etyl	3
Rượu isobutylic	33	CCl_4	2
Isopentan	20	Etyl axetat	13
Etylenglycol	22	Rượu isopropylic (0 ÷ 50°C)	32
Rượu etylic	31	Rượu isopropylic (50 ÷ 0°C)	27
Iodua etyl	5	Rượu metylic	23
o- và m-Xilol	9	Octan	15
n-Xilol	10	Rượu propylic	25



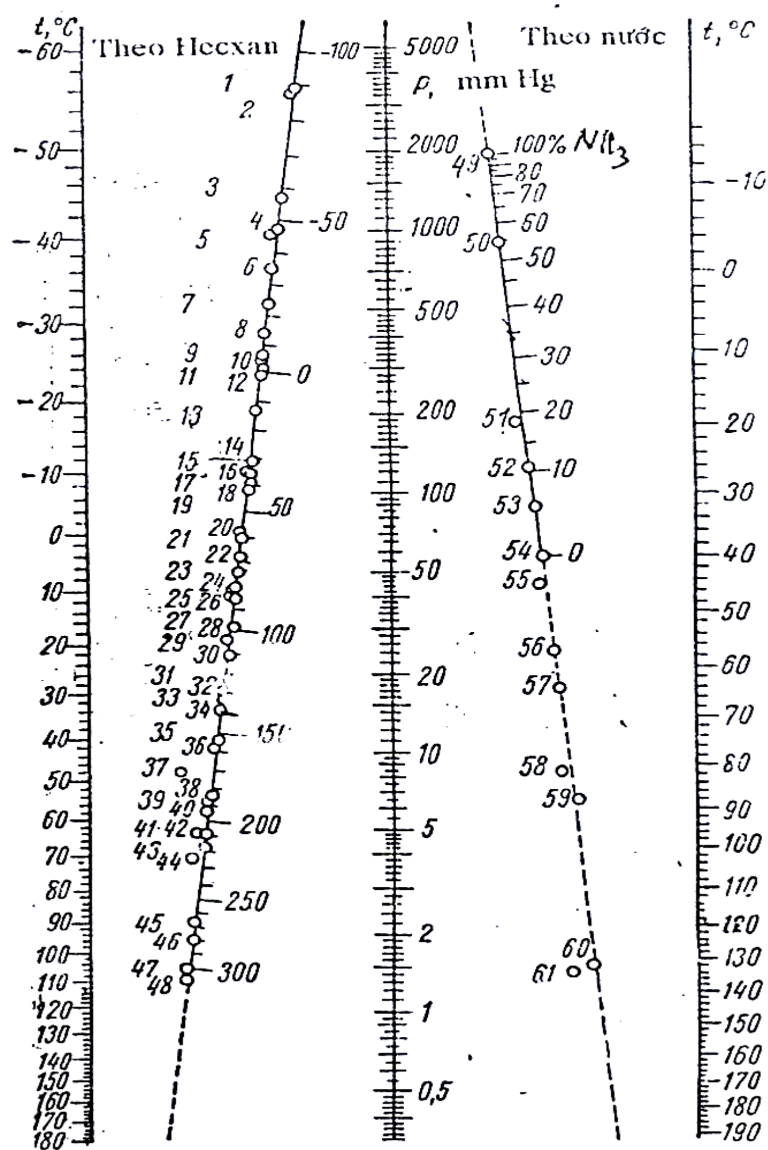
Chỉ dẫn: Giai đoạn 1: từ A, B xác định được C; Giai đoạn 2; từ D, C xác định E.

Hình XII. Toán đồ xác định hệ số cấp nhiệt trong ống dẫn thẳng với Re > 10000 và $\varepsilon_1 = 1$



Chất	Điểm
CS_2	30
Axít Clohydric 30%	21
Toluen	23
Axít axetic 100%	15
Axít axetic 50%	9
Clobenzen	35
Cloroform	34
CCl_4	18
Etyl axetat	24
Etylen glycol	36
Rượu etylic 100%	13
Rượu etylic 50%	8
Pentan	26
Axít sunfuric 111%	1
Axít sunfuric 98%	2
Axít sunfuric 60%	4
Rượu isoamylic	3
Rượu isopropylic	7
Iodua etyl	27
Xilol	19
Rượu metylic 100%	20
Rượu metylic 40%	10
Octan 40%	33
Amylaxêtat	31
Anilin	5
Amoniac 26%	14
Axeton	25
Benzen	22
Brommua etyl	29
Rượu butylic	11
Nước	17
Heptan	32
Dietyl ete	28
Glyxerin 50%	6

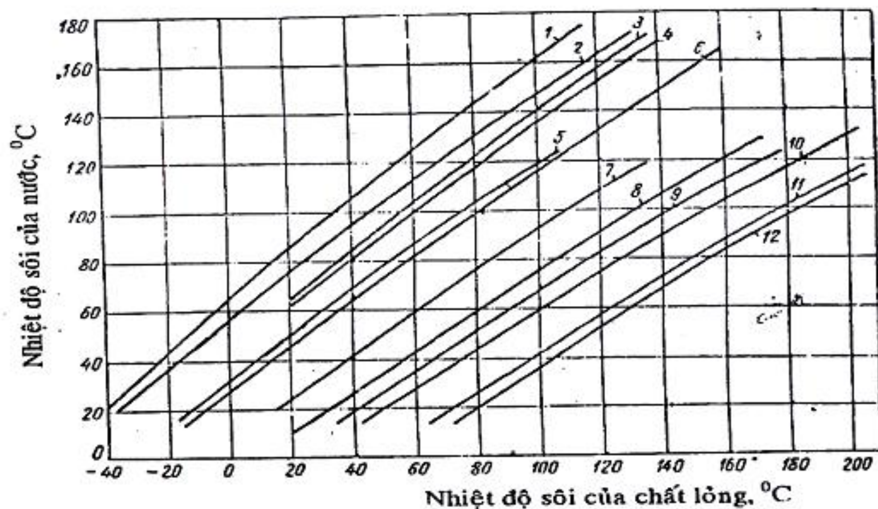
Hình XIII . Giá trị Pr của một số chất lỏng



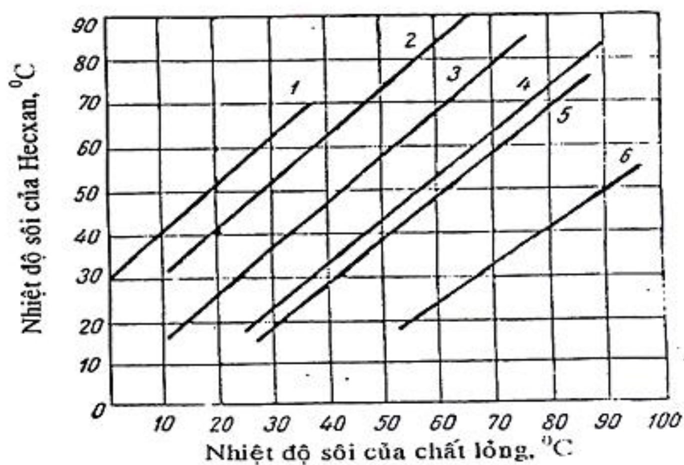
Hình XIV . Toán đồ xác định áp suất hơi bão hòa và nhiệt độ sôi một số chất lỏng

n	6	β- butylen	12	Toluen	30
oniac 100%	49	Butylen glycol	58	Axít axêtic	55
ilin	40	Nước %	54	Flobenzen	27
it isomalic	57	Hexan	22	Clobenzen	33
etylen	2	Heptan	28	Clorua vinyl	8
eton	51	Glyxerin	60	Clorua metyl	7
nzen	24	Decalin	38	Clorua metylen	19
romua benzen	35	Decan	36	Clorua etyl	13
romua etyl	18	Dioxan	29	Cloroform	21
-brom-naphtalin	46	Điphenyl	45	CCl_4	23
,3-butadien	10	1,2- Dicloetan	26	Etan	1
utan	11	Diety ete	15	Etyl axetat	25
-butylen	9	Isopren	14	Etylen glycol	59
Naphtalin	43	Iod-benzen	39	Rượu etylic	53
α-naphtol	47	m-cresol	44	Etylformiat	20
β-naphtol	48	o-cresol	41	m-Xilol	34
β-naphtol	48	Nitrobenzen	37	Octan	31 & 32
Pentan	17	Propan	5	Axít propyonic	56
Thủy ngân	61	Tetralin	42	Metylamin	50
Metylmonoxilan	3	Rượu metylic	52	Metyl formiat	16

1- Đietyl ête 2- CS_2
3- Axetol 4- Cloroform
5- CCl_4 6- Benzen
7- Toluen 8- Clobenzen
9- o-Xilol 10- Bromben
11- Benzaldehyt 12- Anilin

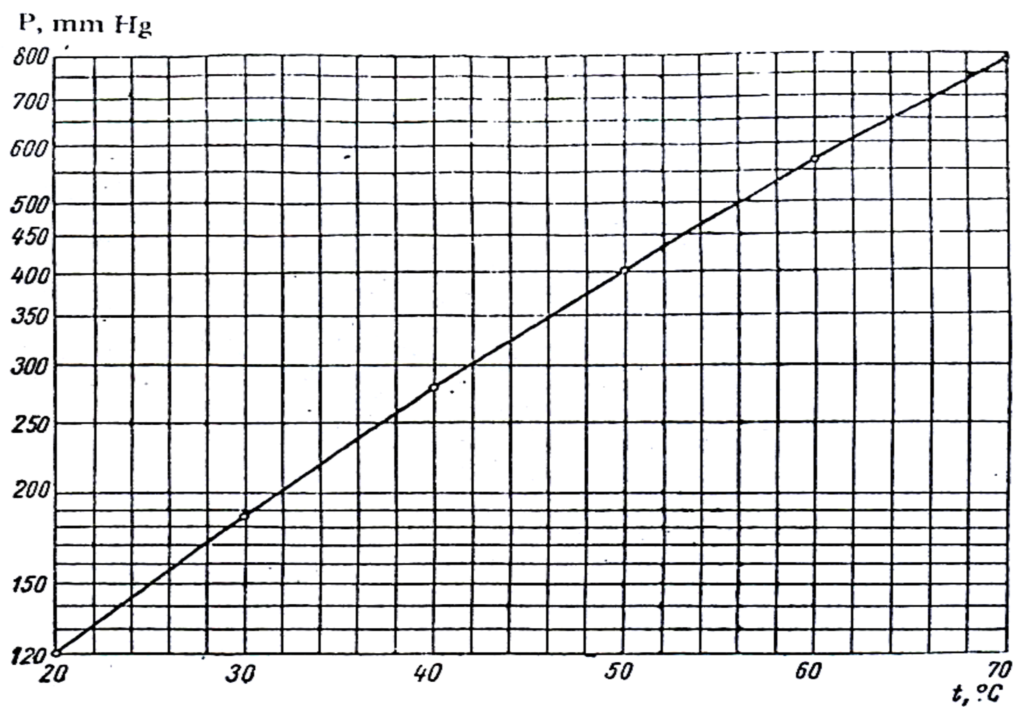


Hình XV . Giản đồ xác định nhiệt độ sôi một số chất long (theo nước):

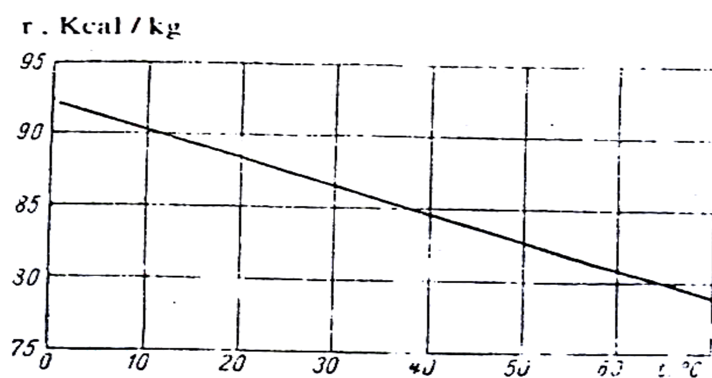


1- Dietyl ête 2- CS_2
3- Cloroforme 4- CCl_4
5- Benzen 6- Tolu

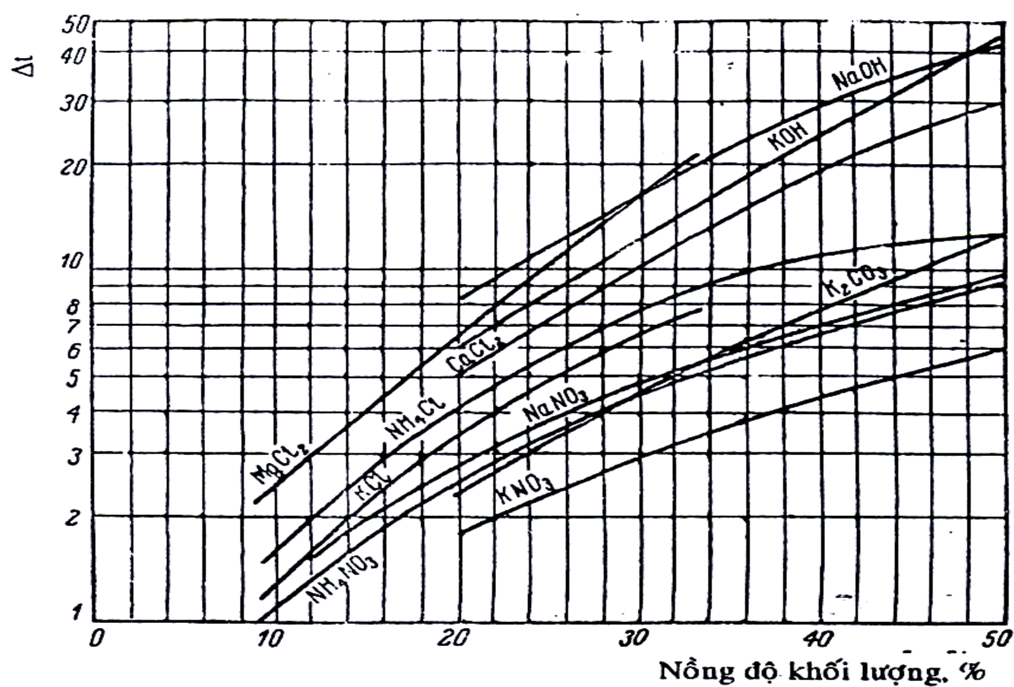
Hình XVI Gian đồ xác định nhiệt độ sôi 1 số chất lỏng (theo hexan)



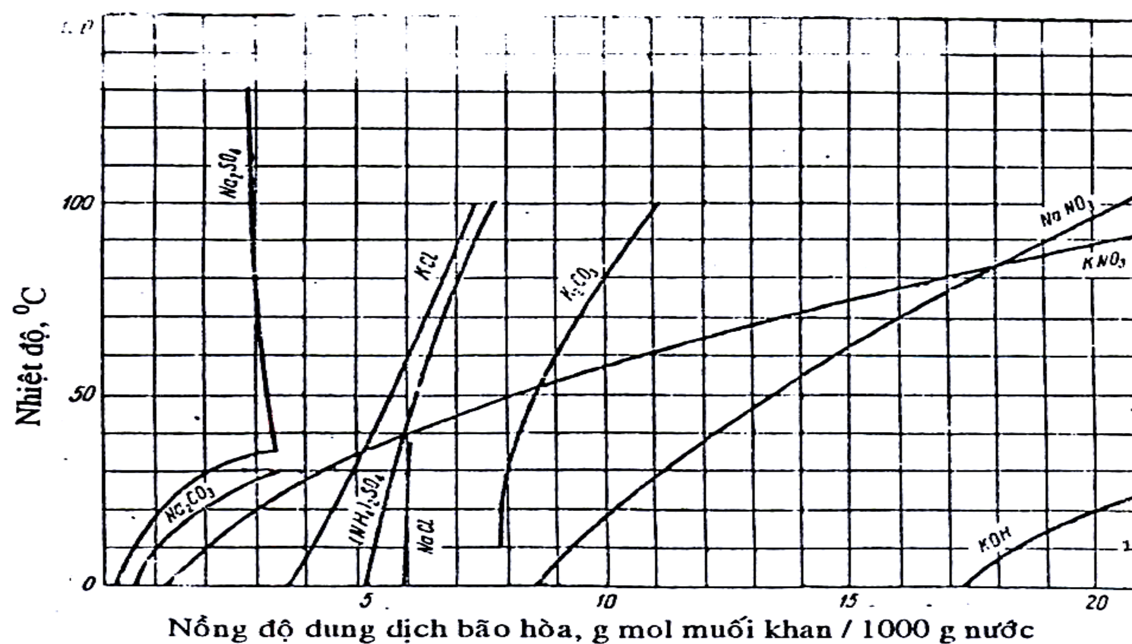
Hình XVII. Áp suất hơi bão hòa của hexan theo nhiệt độ



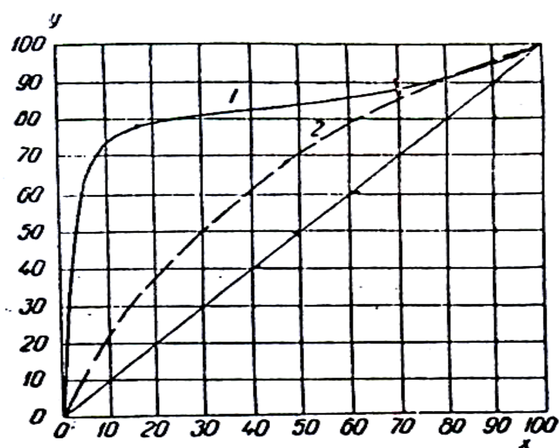
Hình XVIII. Ẩn nhiệt hóa hơi của hexan theo nhiệt độ
(1 kcal/kg = 4,19 kJ/kg)



Hình XIX. Độ tăng điểm sôi của một số dung dịch (ở 1 ata) theo nồng độ



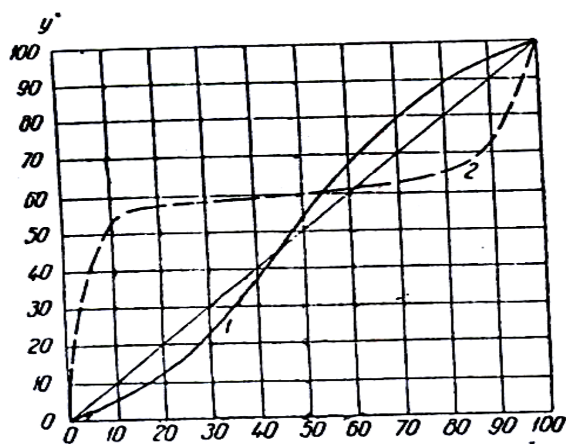
Hình XX. Độ hòa tan của một số chất rắn trong nước theo nhiệt độ



1- Hệ axeton-nước

2- Hệ toluen-CCl_4

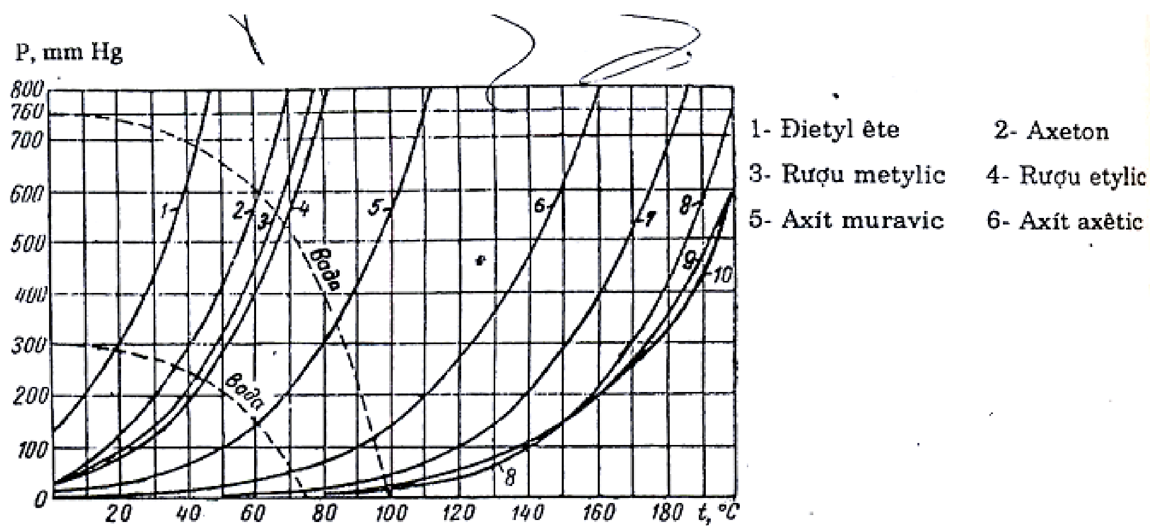
Hình XXI Đường cân bằng ở p = 1 atm



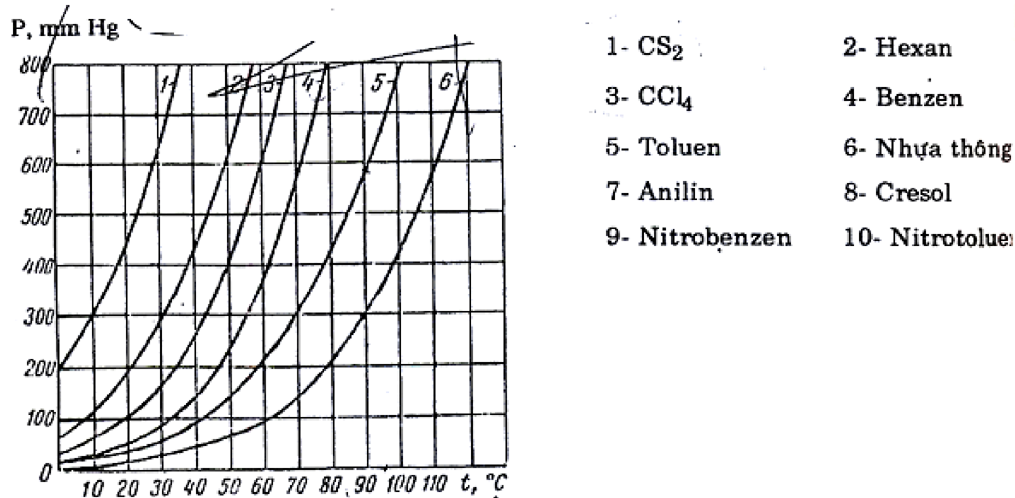
1- Hệ nước - axít muravic

2- Benzen - rượu metylic

Hình XXII Đường cân bằng có điêm đăng phí ở 1 atm



Hình XXIII. Áp suất hơi bão hòa của một số chất lỏng hữu cơ theo nhiệt độ



Hình XXIV. Áp suất hơi bão hòa của một số chất lỏng hữu cơ không tan trong nước theo nhiệt độ

MỤC LỤC